

VILMAR MENEGON BRISTOT

**CONTROLE DE TEMPERATURA DE SECADORES
DE REVESTIMENTOS CERÂMICOS
ALIMENTADOS COM GÁS NATURAL**

FLORIANÓPOLIS

2002

UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA CATARINA

**PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO
EM ENGENHARIA ELÉTRICA**

**CONTROLE DE TEMPERATURA DE SECADORES
DE REVESTIMENTOS CERÂMICOS
ALIMENTADOS COM GÁS NATURAL**

Dissertação submetida à
Universidade Federal de Santa Catarina
como parte dos requisitos para a
obtenção do grau de Mestre em Engenharia Elétrica

VILMAR MENEGON BRISTOT

Florianópolis, Julho de 2002

CONTROLE DE TEMPERATURA DE SECADORES DE REVESTIMENTOS CERÂMICOS ALIMENTADOS COM GÁS NATURAL

Vilmar Menegon Bristot

“Esta Dissertação foi julgada adequada para obtenção do Título de Mestre em Engenharia Elétrica, Área de Concentração em Controle, Automação e Informática Industrial, e aprovada em sua forma final pelo Programa de Pós-Graduação em Engenharia Elétrica da Universidade Federal de Santa Catarina.”

Prof. Julio Normey Rico, Dr.
Orientador

Prof. Edson Roberto De Pieri, Dr.
Coordenador do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Elétrica

Banca Examinadora:

Augusto Humberto Bruciapaglia, Dr. Ing.

Eugênio de Bona Castelan Neto, Dr.

Nestor Roqueiro, D. Sc.

Daniel Juan Pagano, Dr.

À família e aos amigos...

AGRADECIMENTOS

A Deus.

A toda minha família, que de uma forma ou outra contribuiu para a realização de um sonho, em especial aos meus pais Valdemar e Ada e ao meu irmão Vilson pelo apoio e incentivo no seguimento de minha carreira como engenheiro.

A minha noiva Simone , pela paciência, incentivo, carinho e compreensão nos momentos difíceis.

Aos meus amigos e colegas de empresa, Adriano C. S. T. Lima, Leandro Rosa Medeiros, Celito H. Cardoso, Cláudio O. Modesto, José Celso Barbosa Júnior, Gilson Bez Fontana Menegali, Sandra T. Mondardo, Adir João Gastaldon, Werther Serralheiro e principalmente a Nídia Joaquina Goulart.

Aos colegas e amigos do curso de mestrado em Engenharia Elétrica, pela amizade e companheirismo tão importantes.

E por fim aos professores do Departamento de Automação e Sistemas, particularmente aos professores Alexandre Trofino, Antônio Augusto Rodrigues Coelho e Eugênio de Bona Castelan, pelo ensinamento e oportunidade oferecida e aos professores Julio Elias Normey Rico e Daniel Juan Pagano, pelo apoio, dedicação, determinação e orientação, fatores importantes e motivadores no desenvolvimento deste trabalho.

Resumo da Dissertação apresentada à UFSC como parte dos requisitos necessários
para a obtenção do grau de Mestre em Engenharia Elétrica.

CONTROLE DE TEMPERATURA DE SECADORES DE REVESTIMENTOS CERÂMICOS ALIMENTADOS COM GÁS NATURAL

Vilmar Menegon Bristot

Julho/2002

Orientador : Julio Elias Normey Rico, Dr.

Área de Concentração : Controle, Automação e Informática Industrial

Palavras-chave : Controle de processos, controle robusto, controle PID e controle preditivo

Número de Páginas : 93

Esta dissertação, que tem um caráter teórico-prático, apresenta um estudo do processo de secagem de peças cerâmicas e analisa o projeto e ajuste do sistema de controle de temperatura de um secador vertical de ciclo contínuo. O estudo do comportamento do processo é realizado a partir de um modelo matemático obtido com dados experimentais do secador instalado na linha de produção de monoporosa da Eliane Revestimentos Cerâmicos – Unidade V, em Criciúma - SC. A partir do modelo obtido projetam-se diversas estratégias de controle clássico, controle PI, PID e uma técnica de controle preditivo, o Controle Preditivo Generalizado (GPC) baseado no preditor de Smith. A aplicação destas técnicas ao modelo simulado do secador, permite compara-las tanto do ponto de vista do comportamento dinâmico como da complexidade de implementação. As conclusões desta análise servem para indicar as modificações a serem implantadas no sistema de controle analógico existente no processo real. Finalmente, apresentam-se resultados experimentais com a utilização do controlador PI analógico instalado no processo que mostram as melhorias introduzidas no desempenho do sistema com o ajuste proposto para o controlador. Desta forma o trabalho contribui para a melhoria imediata do comportamento do secador e aponta para futuras modificações do sistema de medição e controle que permitiriam otimizar o seu desempenho.

Abstract of Dissertation presented to UFSC as a partial fulfillment of the
Requirements for the degree of Master in Electrical Engineering

CONTROL OF TEMPERATURE OF CERAMIC TILES COATING DRIERS WITH NATURAL GAS

Vilmar Menegon Bristot

July/2002

Advisor : Julio Elias Normey Rico, Dr

Area of Concentration : Control, Automation and Information Industrial

Keywords : Process Control, Control PID, robust control and predictive control

Number of Pages : 93

This dissertation, that has a theoretical-practical character, presents a study of the ceramic tiles drying process and analyzes the design and tuning of the temperature's control system of a continuous cycle vertical drier. The study of the process behavior is carried out from a mathematical model with experimental data in the drier installed in the monoporous line production at Eliane Ceramic Tiles – Plant V, in Criciúma - SC. Several classic control strategies are designed using the obtained model: PI, PID and a Generalized Predictive Controller (GPC) based on the Smith's predictor. Some comparative results taking into account the dynamic behavior of the system, as well as the implementation complexity of the controllers are presented using the simulated model. The conclusions of this analysis are used to indicate the modifications to be performed in the existing analogical control system in the real process. Finally, experimental results are presented using the analogical PI controller that shows the improvements introduced in the system's performance with the proposed tuning procedure. Therefore, the study contributes to the immediate improvement of the drier's behavior and also suggests future modifications of the measurement and control structure in order to improve its performance.

SUMÁRIO

1 - Introdução	01
1.2 – Estrutura da Dissertação	02
 2 - O Processo Cerâmico e o Processo de Secagem	 04
2.1 – Introdução	04
2.2 – O Processo Cerâmico	05
2.3 – Secadores	13
2.3.1 – Especificação dos Elementos que Compõem o Secador Vertical	17
2.3.2 – Características Técnicas do Secador Vertical	19
2.4 – Especificação dos Elementos do Sistema de Aquisição de Dados	20
2.5 – Especificação dos Elementos do Sistema de Controle em Malha Fechada do Secador Vertical	22
2.6 – Conclusão	23
 3 – Modelagem e Identificação do Processo de Secagem de Peças Cerâmicas	 24
3.1 – Introdução	24
3.2 – Modelo Matemático a partir da Aquisição de Dados do Secador Vertical	25
3.2.1 – Ensaios realizados	25
3.2.2 – Cálculo do Modelo Matemático do Processo a partir de Dados de Identificação	26
3.3 – Conclusão	36
 4 – Ajustes dos Controladores Industriais	 37
4.1 – Introdução	37
4.2 – Objetivos do Controle	39
4.3 – O Controlador PID	39
4.4 – Configurações do PID	40

4.4.1 – Tipos de Controladores PID	41
4.4.2 – Distribuição das Ações do PID	43
4.5 – Métodos de Ajuste do PID	45
4.5.1 – Método de Cohen-Coon	46
4.5.2 – Método IMC	47
4.5.3 – Método de Haalman	48
4.5.4 – Método de Ziegler-Nichols	49
4.5.5 – Método de ITAE	49
4.5.6 – Método de Åström e Hagglund	50
4.6 – PID de Dois Graus de Liberdade	53
4.7 – Controle Preditivo Generalizado Baseado no Preditor de Smith (SPGPC)	54
4.7.1 – O Algoritmo SPGPC	55
4.7.2 – Ajuste Robusto dos Parâmetros do SPGPC	57
4.8 – Conclusão	61
 5 – Avaliação dos Ajustes dos Controladores	 62
5.1 - Introdução	62
5.2 – Ajustes do Controlador PI	63
5.3 – Ajustes para o Controlador PID	67
5.4 – Estudo da Robustez das Soluções	72
5.5 – Controlador Preditivo Generalizado baseado no Preditor Smith (SPGPC)	82
5.6 – Resultados Experimentais	84
5.7 - Conclusão	86
 6 – Conclusões e Perspectivas	 87
 7 – Referências Bibliográficas	 90

LISTA DE TABELAS

2.1	Características técnicas do secador vertical	19
3.1	Valores estimados dos parâmetros das funções de transferência de primeira ordem	29
3.2	Valores estimados dos parâmetros das funções de transferência de segunda ordem	29
4.1	Parâmetros do Método de Cohen-Coon	47
4.2	Parâmetros do Método IMC	48
4.3	Parâmetros para o Método de Haalman	48
4.4	Parâmetros do Método de Ziegler-Nichols	49
4.5	Parâmetros do Método ITAE para referência (set points)	50
4.6	Parâmetros do Método ITAE para perturbação	50
4.7	Parâmetros para o caso estável do Método de Astrom e Hagglund	52
5.1	Valores dos parâmetros K_c e T_i do controlador PI para o caso $P(s)_T$	63
5.2	Valores dos parâmetros K_c e T_i do controlador PI para o caso $P(s)_A$	63
5.3	Valores dos parâmetros K_c e T_i do controlador PI para o caso $P(s)_B$	63

5.4	Valores dos parâmetros K_c , T_i e T_d do controlador PID para o caso $P(s)_T$	67
5.5	Valores dos parâmetros K_c , T_i e T_d do controlador PID para o caso $P(s)_A$	68
5.6	Valores dos parâmetros K_c , T_i e T_d do controlador PID para o caso $P(s)_B$	68
5.7	Valores dos parâmetros analíticos e os aplicados (K_c e T_i) nos diversos casos	84

LISTA DE FIGURAS

2.1	Fluxograma do processo cerâmico (monoporosa)	06
2.2	Moinhos de bolas descontínuos	06
2.3	Atomizador (Spray drier)	07
2.4	Prensa hidráulica e Secador vertical	08
2.5	Linha de esmaltação	09
2.6	Aplicação de esmalte – véu campana	10
2.7	Serigráfica rotativa	11
2.8	Fornos a rolo monoestrado	12
2.9	Zona de classificação, embalagem, paletização e expedição	13
2.10	Secador vertical	14
2.11	Sistema de carga de peças cerâmicas em um secador vertical	14
2.12	Injeção de ar quente nas peças cerâmicas	15
2.13	Circulação de ar e movimento de peças no secador	15
2.14	Sistema de recirculação de ar e de combustão do secador (Vista superior)	16
2.15	Servo motor com as válvulas de ar e gás	17
2.16	Elementos componentes dos sistemas de aquisição de dados e de controle de temperatura do secador vertical	20
3.1	Modelagem a partir de uma mudança na entrada	26
3.2	Estrutura genérica do processo de secagem de peças cerâmicas	27
3.3	Resposta em Malha Fechada do Processo e dos Modelos Identificados $Pp(s)_1$ e $Ps(s)_1$	30
3.4	Resposta em Malha Fechada do Processo e dos Modelos Identificados $Pp(s)_2$ e $Ps(s)_2$	30

3.5	Resposta em Malha Fechada do Processo e dos Modelos Identificados $P_p(s)_3$ e $P_s(s)_3$	31
3.6	Resposta em Malha Fechada do Processo e dos Modelos Identificados $P_p(s)_4$ e $P_s(s)_4$	31
3.7	Resposta em Malha Fechada do Processo e dos Modelos Identificados $P_p(s)_5$ e $P_s(s)_5$	32
3.8	Resposta em Malha Fechada do Processo e dos Modelos Identificados $P_p(s)_6$ e $P_s(s)_6$	32
3.9	Resposta em Malha Fechada do Processo e dos Modelos Identificados $P_p(s)_7$ e $P_s(s)_7$	33
3.10	Resposta em Malha Fechada do Processo e dos Modelos Identificados $P_p(s)_8$ e $P_s(s)_8$	33
3.11	Resposta em Malha Fechada do Processo e dos Modelos Identificados $P_p(s)_9$ e $P_s(s)_9$	34
3.12	Resposta em Malha Fechada do Processo e dos Modelos Identificados $P_p(s)_{10}$ e $P_s(s)_{10}$	34
4.1	Diagrama de Blocos do PID Acadêmico	40
4.2	Estrutura Acadêmica de um PID	41
4.3	Estrutura em Série de um PID	42
4.4	Estrutura em Paralelo de um PID	42
4.5	Representação de um PD + PID	44
4.6	Controle por realimentação $C_p(s)$ e $C_r(s)$	44
4.7	Inclusão de um filtro na referência	45
4.8	Medida de M_s	52
4.9	Estrutura com a inclusão de um filtro no sinal de referência	53
4.10	Estrutura do SPGPC	58
4.11	I_r para variações de \mathbf{l}	59
4.12	I_r para variações de \mathbf{b}	59
4.13	Erro de modelagem dP	60
5.1	Desempenho dos controladores PI em relação ao processo $P(s)_T$	64

5.2	Esforço de controlador PI para o processo $P(s)_T$	64
5.3	Desempenho dos controladores PI em relação ao processo $P(s)_A$	65
5.4	Esforço de controlador PI para o processo $P(s)_A$	65
5.5	Desempenho dos controladores PI em relação ao processo $P(s)_B$	66
5.6	Esforço de controlador PI para o processo $P(s)_B$	66
5.7	Desempenho dos controladores PID em relação ao processo $P(s)_T$	69
5.8	Esforço de controlador PID para o processo $P(s)_T$	69
5.9	Desempenho dos controladores PID em relação ao processo $P(s)_A$	70
5.10	Esforço de controlador PID para o processo $P(s)_A$	70
5.11	Desempenho dos controladores PID em relação ao processo $P(s)_B$	71
5.12	Esforço de controlador PID para o processo $P(s)_B$	71
5.13	Robustez dos controladores PI e PID para o processo $P(s)_T$	74
5.14	Robustez dos controladores PI e PID para o processo $P(s)_A$	74
5.15	Robustez dos controladores PI e PID para o processo $P(s)_B$	75
5.16	Ajuste da robustez dos controladores PI e PID para o processo $P(s)_T$	75
5.17	Ajuste da robustez dos controladores PI e PID para o processo $P(s)_A$	76
5.18	Ajuste da robustez dos controladores PI e PID para o processo $P(s)_B$	76
5.19	Respostas dos Controladores Ajustados para o Modelo Nominal do Caso T	77
5.20	Esforço de Controle para o Modelo Nominal do Caso T	77
5.21	Respostas dos Controladores Ajustados para o Modelo Nominal do Caso A	78
5.22	Esforço de Controle para o Modelo Nominal do Caso A	78
5.23	Respostas dos Controladores Ajustados para o Modelo Nominal do Caso B	79

5.24	Esforço de Controle para o Modelo Nominal do Caso B	79
5.25	Respostas dos Modelos de Primeira Ordem para o Caso A	80
5.26	Esforço de Controle dos Modelos de Primeira Ordem para o Caso A	80
5.27	Respostas dos Modelos de Primeira Ordem para o Caso B	81
5.28	Esforço de Controle dos Modelos de Primeira Ordem para o Caso B	81
5.29	Resposta do Sistema para Diversos Valores de Lambda	82
5.30	Esforço do Controle para Diversos Valores de Lambda	82
5.31	Resposta para Diversos Modelos do Processo – Caso A	83
5.32	Esforço de Controle para Diversos Modelos do Processo – Caso A	83
5.33	Respostas do Caso T para os Controladores PI Analógico	84
5.34	Respostas do Caso A para os Controladores PI Analógico	85
5.35	Respostas do Caso B para os Controladores PI Analógico	85

1. INTRODUÇÃO

O processo de secagem é uma etapa de fundamental importância dentro de uma linha de produção de peças cerâmicas. Neste processo, que é executado após a prensagem das peças, retira-se o excesso de umidade das mesmas de forma tal a uniformizá-las antes da entrada ao forno. Esta secagem, feita normalmente por secadores onde circula-se ar quente entre as peças a uma determinada temperatura e velocidade, é uma das principais responsáveis pelas dimensões finais do produto e pela presença de defeitos estéticos, tais como, “covinha¹, furo² e Ra³”, quando esta temperatura não está no padrão.

Assim, um correto funcionamento do secador assegura peças mais uniformes, menor desperdício e maior qualidade. Para conseguir este objetivo, deve-se controlar a temperatura no interior do secador em valores pré-determinados pelo ceramista, independentemente das variações de carga e das eventuais paradas da linha de produção.

O processo de secagem, utilizado pela maioria das indústrias cerâmicas, tem sempre os mesmos objetivos porém as características dinâmicas do sistema dependem fortemente do tipo de secador, do fabricante e da instrumentação instalada.

Atualmente, no secador do tipo vertical, localizado na Unidade V da Eliane Revestimentos Cerâmicos em Criciúma – SC, processo que será objeto de estudo deste trabalho, o controle de temperatura é realizado por dois algoritmos do tipo PI analógico. O sistema de medição de temperatura é baseado em termopares e o controlador atua sobre uma servo válvula que regula a dosagem ar-gás natural do queimador. Os ventiladores que realizam a recirculação do ar, não possuem controle de velocidade. O sistema de controle possui dois pontos de operação. O primeiro, a 160 °C, é utilizado quando a linha de produção trabalha em velocidade normal. O segundo, a 100 °C, utiliza-se nos momentos que a linha de produção pára e um conjunto de peças permanecem no secador por mais tempo do que o especificado.

¹Covinha = pequena depressão que ocorre na superfície da peça

²Furo = semelhante à furo de ponta de agulha em grande quantidade ocorrendo em toda a superfície da peça

³Ra = trinca que aparece nos cantos ou no centro da peça

O ajuste dos controladores PI deve garantir o seguimento as referências de 160 e 100 °C com erros menores que 1% e a transição entre os dois pontos de operação com uma dinâmica rápida e sem oscilações.

Por outro lado, a manutenção de uma estrutura de controle simples é importante para minimizar o investimento e permitir uma rápida adaptação dos operadores. Assim, os objetivos do trabalho podem ser divididos em dois. O primeiro objetivo consiste no estudo do comportamento do sistema e na otimização do ajuste dos parâmetros do controlador PI instalado no processo. Este objetivo pode ser atingido a curto prazo como mostra-se neste documento. Já o segundo objetivo, de médio ou longo prazo, consiste em apontar soluções mais avançadas, que mediante a modificação do hardware instalado no processo, permitam melhorar o comportamento do sistema visando respostas adequadas e minimizando o consumo de gás natural.

Com estes objetivos e dadas as características dinâmicas do processo, propõem-se neste trabalho o ajuste de controladores PID e um controlador preditivo simplificado, analisando em todos os casos a facilidade de sintonização, a robustez e a forma em que podem ser implementados.

Finalmente, deve-se destacar que as soluções analisadas neste trabalho podem ser estendidas para outras etapas do processo de fabricação de revestimentos cerâmicos (atomizador, fornos, etc.), assim como para outros tipos de processos, diminuindo desta forma a distância entre a teoria e a prática.

1.2 - ESTRUTURA DA DISSERTAÇÃO

Este documento está organizado da seguinte forma. No capítulo 2, apresenta-se a descrição do processo cerâmico, dando maior ênfase ao setor de secagem de peças cerâmicas. Neste capítulo detalha-se o princípio de funcionamento de um secador vertical, citando suas partes, componentes e características técnicas. Também, descrevem-se os elementos utilizados no sistema de controle de temperatura e de aquisição de dados do processo.

O capítulo 3 dedica-se à análise da planta, a seu modelamento matemático e a validação dos modelos, utilizando dados experimentais.

No capítulo 4, estudam-se algumas técnicas para o controle de temperatura do secador através de simulações com o modelo obtido, apontando vantagens e desvantagens dos algoritmos. Já no capítulo 5, apresentam-se os resultados experimentais com o controle PI reajustado e também resultados de simulação utilizando os controladores PID e o controlador preditivo simplificado propostos no capítulo 4.

Finalizando o trabalho, o capítulo 6 apresenta as conclusões e perspectivas.

2. O PROCESSO CERÂMICO E O PROCESSO DE SECAGEM

2.1 - INTRODUÇÃO

A arte da cerâmica se perde nos tempos. Com a invenção do torno no Antigo Egito, a fabricação da cerâmica tem andado em passos consideráveis. Na atualidade estamos maravilhados pela beleza e a perfeição das peças tanto artísticas como utilitárias que foram fabricadas pelas distintas civilizações da antigüidade. Desde a Idade Média até nossos dias, a cerâmica tem-se condicionado pelos distintos aspectos da vida cotidiana.

A palavra cerâmica vem do grego *Keramos*, que referia-se especificamente ao vasilhame em terracota. Atualmente este termo é empregado a tudo que se fabrica com matéria-prima argilosa (KINGERY, 1998).

O processo de fabricação de revestimentos cerâmicos é composto de várias etapas, que vão sendo executadas sequencialmente até obter o produto final. Uma dessas etapas é a secagem de peças cerâmicas

O termo secagem aplicado para produtos cerâmicos é entendido como sendo a remoção de água de um material sólido. A secagem de muitos materiais, dos quais a peça cerâmica é um bom exemplo, é acompanhada por uma contração no volume, devido a remoção da água (BRISTOT, 1996). Esta contração que depende fortemente da temperatura de secagem pode causar diferenças no tamanho da peça.

Além desse problema, podemos relacionar outros que afetam o processo cerâmico devido a uma instabilidade na temperatura de secagem, a qual cita-se como já mencionado no capítulo anterior, os defeitos estéticos como o de “covinha, furo e Ra” e também o da variação da resistência mecânica a seco das peças cerâmicas.

Portanto, o controle de temperatura é de fundamental importância para o processo como um todo. Assim, este trabalho propõe o estudo do controle térmico do processo de secagem de peças cerâmicas.

Dos métodos de secagem existentes pode-se citar a secagem por absorção, secagem por separação mecânica e a secagem por evaporação. Este último ocorre quando promove-se a evaporação da água pelo uso (ação) do calor (KINGERY, 1998). É o método universal de secagem de sólidos, líquidos não voláteis e principalmente de corpos cerâmicos .

Neste capítulo, apresenta-se o processo cerâmico e o funcionamento do sistema de secagem de peças cerâmicas através da utilização de secadores verticais, citando suas partes, componentes e características técnicas, além de descrever os elementos presentes para o controle térmico e a aquisição de dados deste processo.

2.2 - O PROCESSO CERÂMICO

O processo de fabricação de produtos cerâmicos “tradicionais”, entre os quais estão incluídos os pavimentos e revestimentos cerâmicos, se desenvolve normalmente em três fases sucessivas:

- a) preparação das matérias primas,
- b) conformação da peça,
- c) tratamentos adicionais para conferir ao produto as propriedades finais desejadas, como submetê-lo à secagem e à queima uma ou mais vezes.

A seguir, apresenta-se um fluxograma que mostra o processo de fabricação de revestimentos cerâmicos por monoporosa (azulejo), onde foram realizados os experimentos práticos de identificação e controle desta dissertação (figura 2.1)

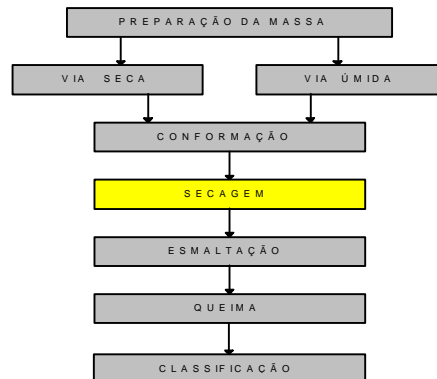


Figura 2.1 – Fluxograma do processo cerâmico (monoporosa)

O processo cerâmico começa com a seleção das matérias-primas que devem formar parte da composição de partida. Nos produtos cerâmicos denominados “tradicionais”, as matérias-primas utilizadas são fundamentalmente : argilas, caulins, feldspatos, quartzos e carbonatos.

Na indústria cerâmica tradicional, as matérias primas podem ser utilizadas tal como são extraídas da jazida, ou depois de submetê-las a um tratamento mínimo. Sua procedência natural exige, na maioria dos casos, uma homogeneização prévia que assegure a continuidade de suas características.

Uma vez realizada a primeira mistura dos distintos componentes da massa cerâmica, esta será submetida a um processo de moagem, que pode ser “via seca” (moinhos de martelos ou pendulares) ou “via úmida” (moinhos de bolas contínuos ou descontínuos - figura 2.2).

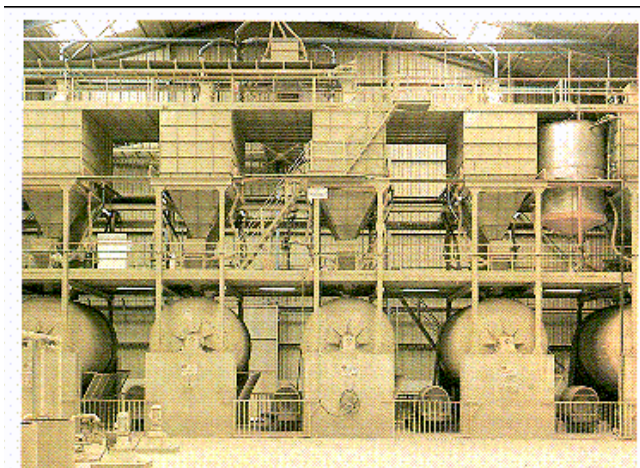


Figura 2.2 – Moinhos de bolas descontínuos

O material resultante da moagem apresenta algumas características distintas se for efetuado por via seca ou via úmida. No primeiro caso produz-se uma fragmentação, mantendo-se tanto os agregados como os aglomerados de partículas, sendo o tamanho de partículas resultante (existem partículas maiores de 300 micrometros) superior ao obtido por via úmida (todas as partículas são menores de 200 micrometros).

O procedimento que se tem imposto na fabricação de pavimentos e revestimentos cerâmicos por monoqueima, como consequência das importantes melhoras técnicas que apresenta, é o de via úmida e posterior secagem da suspensão resultante por atomização.

No procedimento por via úmida, as matérias-primas podem ser introduzidas total ou parcialmente no moinho de bolas (tipo Alsing), que é o habitual, ou dissolver diretamente.

Da suspensão resultante será eliminada uma parte da água, até alcançar o conteúdo de umidade necessário para cada processo. O método mais utilizado na fabricação de pavimentos e revestimentos cerâmicos é a secagem por atomização (figura 2.3).

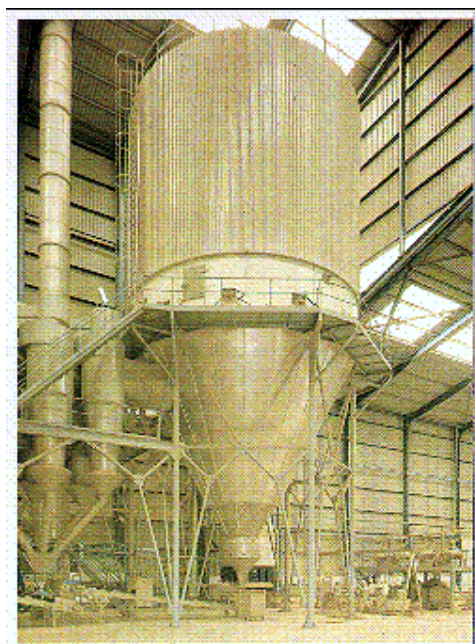


Figura 2.3 – Atomizador (Spray drier)

Depois da etapa de moagem e secagem, existem possibilidades distintas de preparar o material, que depende do método de conformação da peça que se vai utilizar. O procedimento de conformação de peças mais habitual neste tipo de produto é por prensagem a semi seco (5 - 8% de umidade), mediante o uso de prensas hidráulicas.

A peça cerâmica uma vez conformada, será submetida a uma etapa de secagem, com o fim de eliminar a água contida, procurando que não sejam produzidos defeitos (figura 2.4).

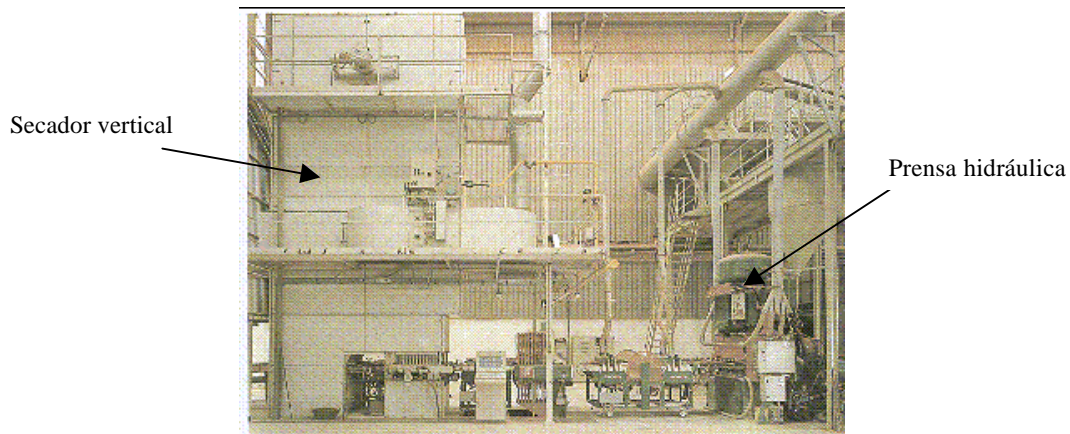


Figura 2.4 – Prensa hidráulica e Secador vertical

Normalmente nos secadores industriais, o calor necessário para efetuar a secagem das peças é introduzido predominantemente por convecção, sendo que esses gases quentes podem ser gerados numa fornalha e/ou do ar de recuperação do forno.

Nos produtos não esmaltados, logo após a etapa de secagem realiza-se a queima. Nos produtos esmaltados fabricados por monoqueima, a etapa seguinte a secagem é a de esmaltação.

A esmaltação consiste na aplicação, por distintos métodos, de uma ou várias camadas de vitrado com uma espessura compreendida entre 75 a 500 micrometros no total, que cobrirá a superfície da peça. Este tratamento será realizado para conferir ao produto queimado uma série de propriedades técnicas e estéticas, tais como:

- impermeabilidade;
- facilidade de limpeza;
- brilho;

- cor;
- textura;
- resistência química e mecânica.

A natureza da camada resultante é essencialmente vítrea, mas em muitas ocasiões, inclui-se elementos cristalinos em sua estrutura.

O vidrado é composto por uma série de matérias primas inorgânicas e sílica como componente fundamental (formador de vidro).

Dependendo do tipo de produto, de sua temperatura de queima, dos efeitos e propriedades a conseguir no produto acabado, formula-se uma ampla variedade de esmaltes. Em outros processos cerâmicos (porcelana artística, sanitários), utilizam-se na formulação de vidrados única e exclusivamente matérias primas cristalinas, naturais ou de sínteses, que introduzem os óxidos necessários. Em contrapartida, nos processos de pavimentos e revestimento cerâmicos tem-se usado matérias primas de natureza vítrea (fritas), preparadas a partir dos mesmos materiais cristalinos submetidos previamente a um tratamento térmico de alta temperatura.

A esmaltação das peças cerâmicas realiza-se via um processo contínuo (figura 2.5).



Figura 2.5 – Linha de esmaltação

Os métodos de aplicação mais usados na fabricação destes produtos cerâmicos (KINGERY, 1998), são:

a) Pulverização : é um dos procedimentos mais generalizados para qualquer tipo de produto. Exige uma grande uniformidade nas características da barbotina de esmalte utilizada, para assegurar a uniformidade de produção. Existem equipamentos manuais, automáticos e robotizados. As principais características que devem ser levadas em conta, são: reologia (densidade, viscosidade, tixotropia), pressão do ar e da barbotina, alimentação da barbotina, desenho, número e distribuição das boquilhas, granulometria do esmalte, capacidade de absorção do suporte e temperatura. A aplicação do esmalte mediante um disco que gira a uma velocidade elevada é uma das técnicas mais empregadas na fabricação de pisos. Por este procedimento resultam gotas um pouco maiores do que quando a pulverização se efetua mediante boquilhas a pressão.

b) Em cascata ou cortina: a peça recobre-se de esmalte ao passar por debaixo de uma cortina de barbotina. Os dispositivos mais correntemente utilizados para este tipo de aplicação são os denominados de “campana” e de “fileira”. As características reológicas do material são muito importantes, neste caso, para assegurar a uniformidade na aplicação. As peças devem ser necessariamente planas, aplicando-se o esmalte unicamente na parte superior (figura 2.6).

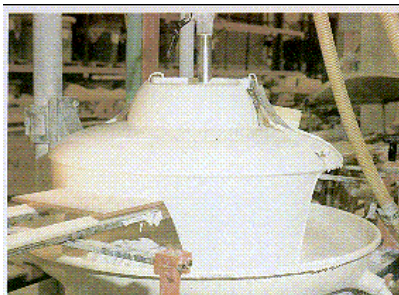


Figura 2.6 – Aplicação de esmalte – véu campana

c) A seco: tem-se desenvolvido uma série de aplicações baseadas na utilização do esmalte moído a seco ou bem granulado. Este tipo de esmalte permite conseguir efeitos estéticos denominados “mármore”, “granito”, etc..

d) Decorações: entre as técnicas decorativas aplicáveis às peças cerâmicas, destacam-se a serigrafia, as calcomanias e a estamparia por tampão. A serigrafia é a técnica mais utilizada na fabricação de pavimentos e revestimentos, devido a sua facilidade de aplicação nas linhas de esmaltação. Esta técnica utiliza-se tanto em monoqueima como em biqueima e terceira queima, e consiste na sequência de um determinado desenho que se reproduz por aplicação de uma ou várias telas sobrepostas (telas tensionadas de uma luz de malha determinada). Estas telas apresentam a tonalidade de sua superfície fechada por um produto endurecedor, deixando livre de passagem unicamente o decalque que se irá reproduzir. Ao passar sobre a tela, um elemento que exerce pressão (espátula), obriga a pasta serigráfica a atravessá-la, caindo a impressão sobre a peça (figura 2.7)



Figura 2.7 – Serigráfica rotativa

Depois da etapa de esmaltação, realiza-se a queima do esmalte no processo de biqueima, ou a queima do esmalte e do suporte conjuntamente nos processos de monoqueima. A queima dos produtos cerâmicos é uma das etapas mais importantes do processo de fabricação, já que dela dependem grande parte das características do produto cerâmico: resistência mecânica, estabilidade dimensional, resistência aos agentes químicos, facilidade de limpeza, resistência ao fogo, etc..

As variáveis fundamentais a considerar na etapa de queima são : o ciclo térmico (temperatura x tempo) e a atmosfera do forno, que devem adaptar-se a cada composição e tecnologia de fabricação, dependendo do produto cerâmico que se deseja obter.

A queima rápida de pavimentos e revestimentos cerâmicos realiza-se, atualmente, em fornos monoestrados de rolos, que têm permitido reduzir de forma significativa a duração dos ciclos de queima até tempos inferiores aos 40 minutos, devido à melhora dos coeficientes de transmissão de calor das peças e à uniformidade e flexibilidade dos mesmos (figura 2.8).

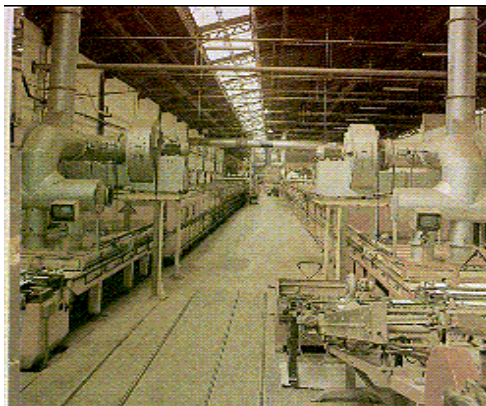


Figura 2.8 – Fornos a rolo monoestrado

Após a queima acontece a classificação dos defeitos estéticos (borrado, falha de véu, furo de esmalte, etc) e físicos (tamanho, empeno, etc) dos revestimentos cerâmicos. Esta classificação é realizada em máquinas classificadeiras automáticas. Em seguida é realizado o embalamento e a paletização, e as caixas vão para o setor de expedição (figura 2.9).

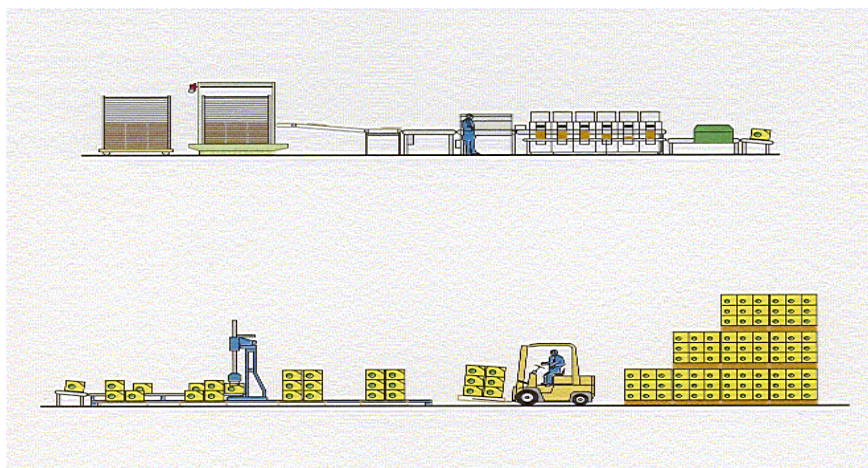


Figura 2.9 – Zona de classificação, embalagem, paletização e expedição

2.3 - SECADORES

São equipamentos nos quais, por meio de calor (normalmente), é efetuada a secagem de materiais. Podem ser classificados de diversas maneiras e entre elas prefere-se a seguinte (BRISTOT, 1996):

a) baseado no sistema de alimentação do material a secar:

- funcionamento estático ou intermitente;
- funcionamento contínuo;

b) baseado no sistema de aquecimento:

- Aquecimento por convecção;
- Aquecimento por condução;
- Aquecimento por irradiação;
- Aquecimento misto.

Dentre os vários tipos de secadores utilizados para secagem de peças cerâmicas, estudou-se o secador contínuo vertical (figura 2.10).



Figura 2.10 – Secador vertical

Nestes secadores as peças são transportadas através de cestones (espécie de caixas com planos a rolos), onde sobre os planos destes são carregados e descarregados os revestimentos cerâmicos. Ele possui a carga e descarga do material contínua e automática (figura 2.11).



Figura 2.11 – Sistema de carga de revestimentos cerâmicos em um secador vertical

A parada e o acionamento dos cestones é determinada através de um sensor que envia um sinal para o sistema motriz para acertar o posicionamento dos mesmos.

Nestes secadores, um fluxo de ar circula em contra corrente ao fluxo do material a secar. Devido a este princípio as peças cerâmicas ao entrarem no secador, são cobertas por ar moderadamente quente e estão bastante úmidas; durante o processo as zonas são cada vez mais quentes e menos úmidas.

O ar quente proveniente do gerador de calor mistura-se com o ar de recirculação e juntos são injetados na câmara central do secador. A seguir este ar quente passa através de aberturas denominadas de serrandas, que podem ser reguladas manualmente na parte externa do secador, e entra em contato com os revestimentos cerâmicos (figura 2.12).

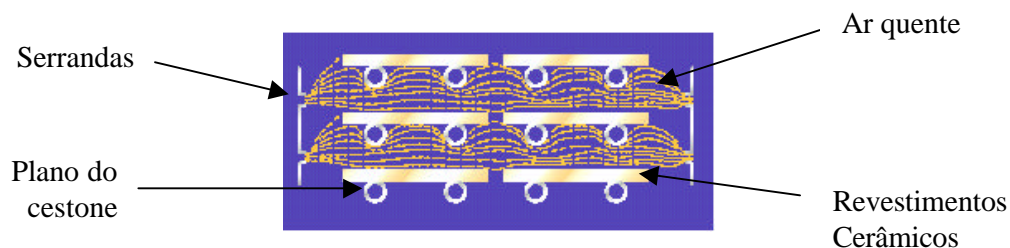


Figura 2.12 – Injeção de ar quente nas peças cerâmicas

A seguir mostram-se o sistema de circulação e recirculação de ar quente, a exaustão do ar saturado e a movimentação de peças cerâmicas dentro do secador vertical (figura 2.13).

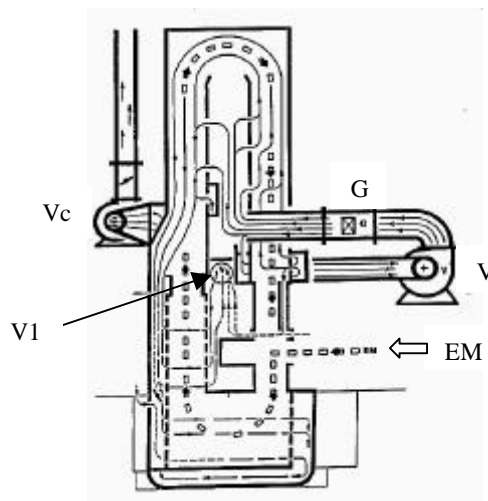


Figura 2.13 – Circulação de ar e movimentação de peças no secador

Legenda da figura 2.13:

———— Entrada de ar quente

- - - - - Ar úmido

..... Ar frio

EM = Entrada de material (peças cerâmicas)

G = Gerador de calor

V = Ventilador de recirculação

V1 = Boca de aspiração

Vc = Ventilador de tiragem de ar saturado (úmido)

O sistema de recirculação de ar é composto de um ventilador que puxa o ar que está no interior do secador e o injeta no queimador (figura 2.14). Por sua vez este queimador é constituído de um servo motor, uma válvula de ar e uma válvula de gás (SACMI, 1989).

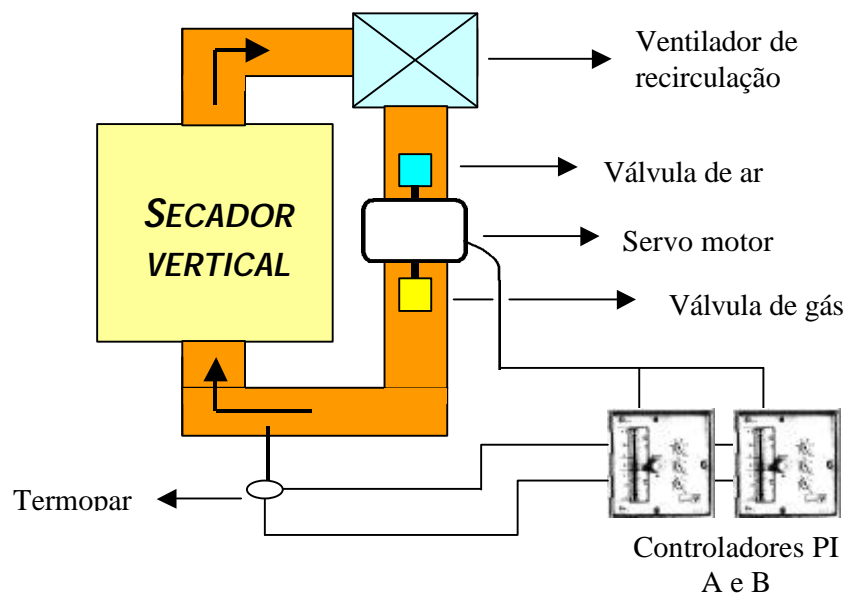


Figura 2.14 – Sistema de recirculação de ar e de combustão do secador
(Vista superior)

O sistema de controle de temperatura do secador está composto de um termopar que mede a temperatura de aquecimento do secador e envia um sinal para um dos

controladores do tipo PI (proporcional e integral). Este processo possui dois controladores pois, quando a linha de produção está em funcionamento um dos controladores é acionado e quando a linha de produção pára, o outro por sua vez entra em funcionamento. Estes controladores enviam um sinal para o servo motor que através de braços mecânicos regulados manualmente e que estão ligados nas válvulas, são responsáveis pela relação ar x gás do sistema (figura 2.15).

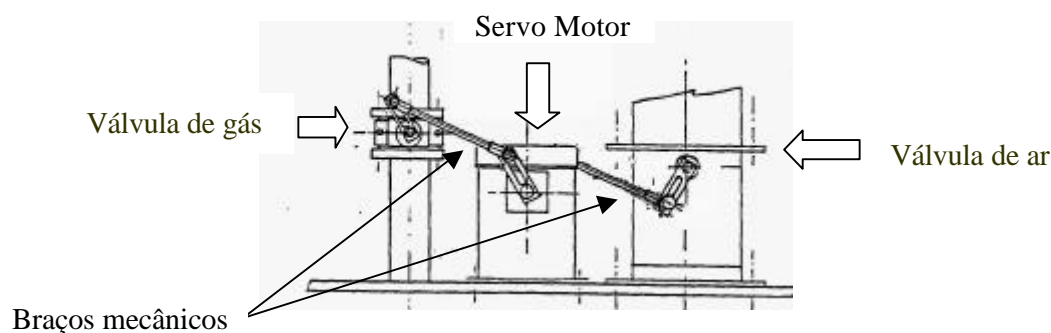


Figura 2.15 – Servo motor com as válvulas de ar e gás

2.3.1 – ESPECIFICAÇÃO DOS ELEMENTOS QUE COMPÕEM O SECADOR VERTICAL

- **ESTRUTURA EXTERNA**

A estrutura externa é construída em aço de grande espessura, fixada rigidamente sobre uma fundação em concreto. O elemento motriz está localizado na parte superior da estrutura .

- **CANALIZAÇÕES INTERNAS**

Servem para a introdução de ar quente na zona de aquecimento e de ar frio na zona de resfriamento, através de uma série de serrandas reguláveis manualmente.

- **CORRENTES**

Constituído de duas correntes a rolo em aço de alta resistência com chapas estampadas para sustentar os cestones, onde ficam armazenadas as peças cerâmicas.

- **GRUPO DE MOVIMENTAÇÃO DAS CORRENTES**

É responsável pela movimentação dos cestones. É constituído de um moto redutor e por um acoplamento/junta a fricção, sendo que o motor é auto frenante e o redutor é composto internamente por engrenagens cilíndricas.

- **ISOLAMENTO TÉRMICO**

Todo o isolamento térmico é composto por lã de rocha. Esta lã é fixada na parte interna do secador permitindo assim um melhor sistema de inspeção e manutenção.

- **SERRANDAS**

São elementos que têm como função fazer a distribuição e regular a quantidade de ar quente e frio que está se injetando nas peças cerâmicas.

- **CESTONES**

São construídos em aço trefilado, montado de forma que se possa bascular em relação as correntes para evitar que as peças cerâmicas deslizem e caiam do cestone. Esses cestones possuem vários planos fixos por onde são carregados e descarregados os revestimentos cerâmicos.

- **GERADOR DE CALOR**

É do tipo “veia de ar” dotado de todas as seguranças previstas nas normas internacionais sobre combustão e o combustível utilizado nestes geradores é o gás natural.

- **VENTILADOR DE RECIRCULAÇÃO**

Possui um motor elétrico que faz o acionamento de um rotor através de correias e polias. Este rotor puxa o ar da parte interna do secador através de uma tubulação e envia para o gerador de calor, e este ar retorna novamente para o processo com a temperatura

ideal para a secagem das peças cerâmicas. A tubulação é isolada termicamente com lã de rocha para evitar desperdício de calor.

- **VENTILADOR DE TIRAGEM**

Está situado sobre a plataforma de serviço e tem a função de retirar o ar saturado da zona inferior do secador através de uma tubulação e enviar para o meio externo.

- **LUBRIFICAÇÃO DAS CORRENTES**

O óleo resistente a altas temperaturas é injetado automaticamente nas correntes de transporte dos cestones através uma bomba acionada pneumaticamente.

- **SISTEMA DE CONTROLE DA TEMPERATURA**

Composto por dois controladores do tipo PI, um termopar tipo J, um servo motor, uma válvula que regula a quantidade de gás e uma outra de ar de combustão.

2.3.2 - CARACTERÍSTICAS TÉCNICAS DO SECADOR VERTICAL

Potência elétrica instalada [kw]	23
Potência térmica instalada [kcal/h]	600000
Temperatura máxima de secagem [°C]	200
Pressão da linha de combustível [kgf/cm ²]	0,5 – 8
Pressão da rede de ar comprimido [bar]	5 – 6
Combustível	Gás natural
Umidade máxima de entrada das peças cerâmicas [%]	8
Umidade de saída das peças cerâmicas [%]	0,5
Número total de cestones	34
Número de planos por cestones	13

Tabela 2.1 – Características técnicas do secador vertical

2.4 - ESPECIFICAÇÃO DOS ELEMENTOS DO SISTEMA DE AQUISIÇÃO DE DADOS

A tomada de decisões e resolução de problemas são dependentes do acesso a informação adequada sobre o problema a ser resolvido. Frequentemente a informação avaliada está originalmente na forma de dados ou observações que requerem interpretação antes da análise e tomada de decisões (COELHO, 1999).

Para determinar um modelo de comportamento dinâmico do secador foram realizados diversos experimentos de identificação. Dado que o secador não podia ser parado nem colocado para funcionar fora da faixa de temperatura de operação normal, estes experimentos foram realizados colocando o sistema de aquisição em paralelo com o sistema de controle de temperatura (em malha fechada) do secador (figura 2.14). Desta forma, pode-se capturar e manipular de forma segura e confiável, os dados do processo (figura 2.16).

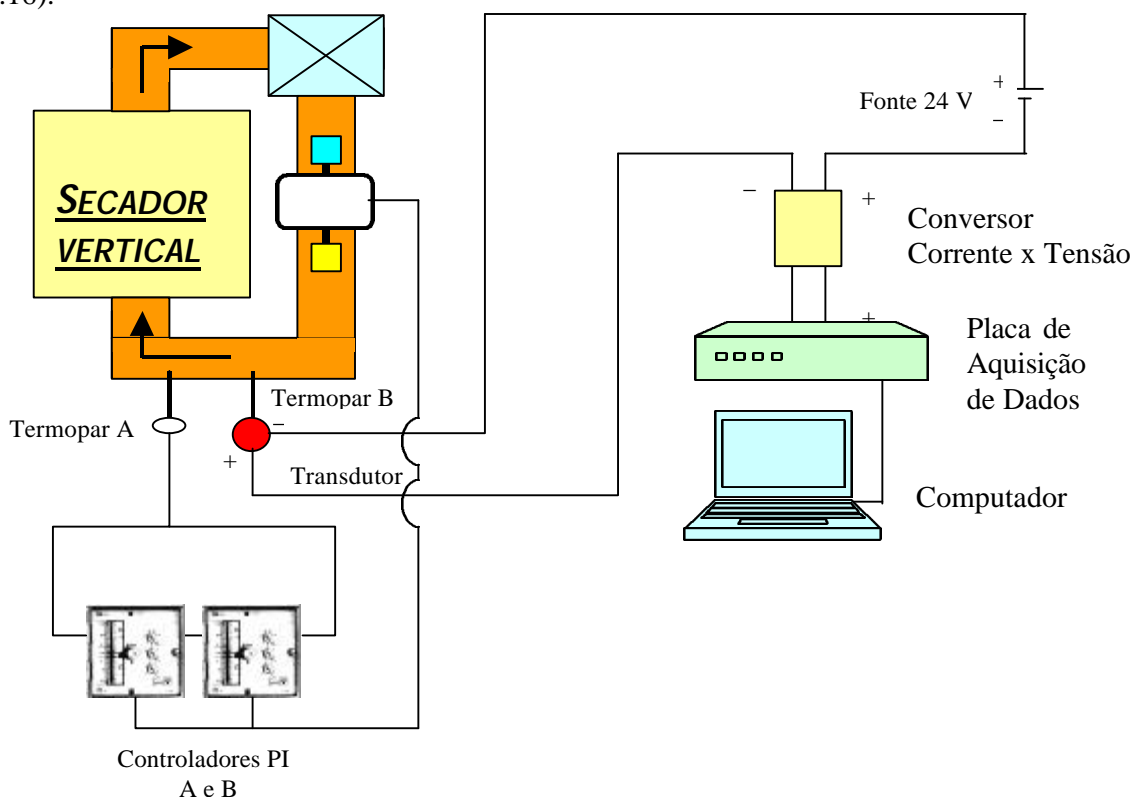


Figura 2.16 – Elementos componentes dos sistemas de aquisição de dados e de controle de temperatura do secador vertical

A seguir, descrevem-se os componentes utilizados no experimento prático para a aquisição de dados de um processo de secagem de peças cerâmicas.

- **Termopar B**

Termopar tipo J, composição ferro, cobre e níquel, faixa de utilização = - 40 a 750 °C.

- **Transmissor de temperatura**

Modelo TT-02, marca Equipe, entrada do termopar tipo J, saída a 2 fios, 4 a 20 mA, alimentação 12 a 30 vdc, faixa fixa -40 a 750 °C.

- **Conversor corrente-tensão**

Marca Yokogawa, modelo 2371 A – F13 / AHE / AE, entrada 4 a 20 mA, resistência de entrada $\cong 7\Omega$, saída 0 ~ 5 V CC / 10 k Ω , precisão $\pm 0,25\%$, alimentação 220 V / 60 Hz.

- **Placa de aquisição de dados**

Marca Iotech[®], modelo DaqBook/100, número de canais = 16, resolução = 12 bits, ranges = Unipolar 0 a +10 V, **0 a +5 V**, 0 a +2,5 V e 0 a +1,25 V, Bipolar 0 a ± 5 V, 0 a $\pm 2,5$ V, 0 a $\pm 1,25$ V e 0 a $\pm 0,625$ V

- **Software WinSDCA**

Este software é uma ferramenta de apoio para engenheiros de controle destinada à identificação de processos e ajuste de controladores industriais desenvolvida no DAS-UFSC. Através do uso de equipamentos auxiliares (como placas de aquisição de dados), o

software atua como gerenciador e permite obter modelos matemáticos do processo, assim como, ajustar os parâmetros do algoritmo de controle.

2.5 - ESPECIFICAÇÃO DOS ELEMENTOS DO SISTEMA DE CONTROLE EM MALHA FECHADA DO SECADOR VERTICAL

Os elementos pertencentes ao sistema de controle em malha fechada do secador vertical são os seguintes:

- **Termopar A**

Termopar tipo J, composição ferro, cobre e níquel, faixa de utilização = - 40 a 750 °C.

- **Servo Motor**

Marca Sibec, 220 V, 60 Hz, tempo de trabalho a 90° = 15 a 120 s, ângulo de rotação = 90° a 160°, temperatura de operação = - 20 °C até 60°C.

- **Controladores A e B**

Marca Ascon, tipo analógico, faixa de operação de 0 a 200 °C, implementado com a estrutura acadêmica, modelo VTC – 1 – I – N – F2

2.6 - CONCLUSÃO

Este capítulo apresentou o processo para produção de revestimentos cerâmicos dando uma maior ênfase ao setor de secagem. Mostrou-se o funcionamento, os componentes e as características técnicas de um secador vertical.

Também foi estudada uma série de elementos e conceitos presentes neste secador e, em paralelo, o sistema de controle em malha fechada para a aquisição de dados. O objetivo foi reconhecer os elementos para poder capturar e manipular, de forma segura e confiável os dados do processo, sendo isto decisivo para a tomada de decisões no projeto.

O capítulo 3 será dedicado à análise da planta. Será feito o modelamento matemático do processo e analisado detalhadamente seu comportamento através de simulações em malha fechada, visando obter o modelo que melhor represente o processo térmico de secagem.

3. MODELAGEM E IDENTIFICAÇÃO DO PROCESSO DE SECAGEM DE PEÇAS CERÂMICAS

3.1 - INTRODUÇÃO

A modelagem do comportamento dinâmico de um processo é uma etapa fundamental do procedimento de definição e ajuste de um sistema de controle. A obtenção de um modelo matemático que represente o funcionamento de um processo industrial deve cumprir geralmente dois requisitos básicos. Primeiramente, o modelo deve ser suficientemente completo para representar fielmente a dinâmica dominante do sistema. Por outro lado, o modelo deve ser suficientemente simples para permitir a definição e o ajuste de um sistema de controle de baixa complexidade e fácil utilização pelos operadores. Este equilíbrio entre simplicidade e exatidão (ou precisão) do modelo, pode ser obtido muitas vezes estudando os resultados experimentais obtidos em campo.

Neste capítulo, esta metodologia é aplicada ao sistema térmico para secagem de peças cerâmicas. Para alcançar o objetivo mencionado, analisam-se na seção 3.2, os resultados experimentais de ensaios do tipo “step-test” realizados com o sistema real funcionando em diversas situações. Os resultados obtidos são validados comparando o comportamento do modelo identificado com os dados experimentais em diversas situações de operação. O modelo assim obtido é utilizado no próximo capítulo para escolher a melhor estratégia de controle para o processo.

Por fim, na seção 3.3 serão apresentadas as principais conclusões obtidas neste capítulo.

3.2 - MODELO MATEMÁTICO A PARTIR DA AQUISIÇÃO DE DADOS DO SECADOR VERTICAL

A dinâmica de muitos sistemas, sejam eles mecânicos, elétricos, térmicos, etc., pode ser descrita em termos de equações diferenciais, que podem ser obtidas utilizando-se as leis que os governam. Mas o modelo completo depende do conhecimento de vários parâmetros que são difíceis de medir no processo. Assim, pode-se através de dados experimentais encontrar as expressões finais da função de transferência do sistema.

O principal objetivo na utilização de aquisição de dados não é a geração de históricos de variáveis de processo, mas sim ser um elemento básico para a execução de análises e avaliações off-line (neste caso), além de possibilitar a utilização de técnicas no desenvolvimento de novas aplicações para a planta (COELHO, 1999).

Para a aquisição de dados do sistema foi adotada a metodologia de análise de comportamento em malha fechada, dado que o secador não poderá ser parado para ensaios de malha aberta sem prejuízo de produção. Sendo assim, procedeu-se a realização de ensaios e levantamento de dados em operação normal.

Estas limitações impostas pela operação do sistema, dificultaram a obtenção de dados, já que em muitas ocasiões havia a interrupção da identificação pela parada da linha ou outros problemas externos.

3.2.1 – Ensaios Realizados

Foram realizadas aquisições no secador vertical número 1 da Eliane Revestimentos Cerâmicos – Unidade V.

Com este levantamento obteve-se as curvas com o comportamento da situação atual da variação de temperatura nos seguintes casos:

- a) Caso T = transição da temperatura de aproximadamente 100 °C para aproximadamente 160 °C e transição da temperatura de aproximadamente 160 °C para aproximadamente 100 °C ;

- b) Caso A = variações da temperatura de aproximadamente ± 10 °C nas vizinhanças do ponto de operação de 160 °C;
- c) Caso B = variações da temperatura de aproximadamente ± 10 °C nas vizinhanças do ponto de operação de 100 °C ;

Estas aquisições foram coletadas mediante os equipamentos citados no capítulo anterior.

3.2.2 – Cálculo do Modelo Matemático do Processo a partir de Dados de Identificação

Segundo (Leal, 1996) “a modelagem matemática de um processo dinâmico pode ser definida como a determinação de um conjunto de equações que o representam sob determinadas condições”.

Vale ressaltar que um sistema pode ser representado por várias maneiras diferentes e, portanto, podem haver muitos modelos matemáticos que representem o comportamento deste. Por isso, optou-se por uma descrição simplificada , tendo em mente o compromisso entre simplicidade do modelo e sua fidelidade na representação.

Para o processo em questão, o modelo foi obtido a partir das medidas associadas ao processo e coletadas a partir de uma realização experimental.

Neste trabalho foi utilizada a identificação pelo teste de resposta ao degrau em malha fechada (mudança da entrada e armazenamento das medidas em um registrador), conforme mostra a figura 3.1:



Figura 3.1 – Modelagem a partir de uma mudança na entrada

O modelo final é uma forma do conhecimento da relação existente entre sinal de entrada do processo e a saída, caracterizada pela função de transferência do processo.

A figura 3.2 mostra a estrutura de controle implementada no processo em questão.

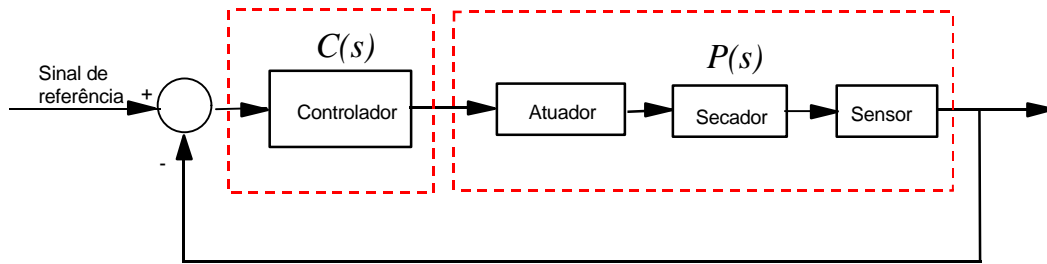


Figura 3.2 – Estrutura genérica do processo de secagem de peças cerâmicas

Com base nesta estrutura obtém-se:

$$G(s) = \frac{C(s).P(s)}{1 + C(s).P(s)} \quad (3.9)$$

onde:

$C(s) \Rightarrow$ Controlador

$P(s) \Rightarrow$ Processo de secagem

Na literatura existe uma variedade de métodos baseados na resposta do processo ao degrau para identificação do melhor modelo para cada caso (ZIEGLER & NICHOLS, 1942, SUNDARESAN, 1977, SMITH, 1985, HÄGGLUND, 1991). Neste trabalho optou-se pela identificação baseada no método de Mollenkamp (COELHO, 1999) e pela representação do secador por um modelo de primeira/segunda ordem com atraso.

Assim, utilizaram-se dois modelos para representar a dinâmica do secador: um modelo de primeira ordem com atraso $Pp(s)$ e um modelo de segunda ordem com atraso $Ps(s)$:

$$Pp(s) = \frac{K}{(Ts + 1)} e^{-Ls} \quad (3.10)$$

onde:

K = ganho estático

T = constante de tempo

L = atraso de transporte

e

$$Ps(s) = \frac{K}{(T_1s + 1).(T_2s + 1)} e^{-Ls} \quad (3.11)$$

onde:

K = ganho estático

T_1 e T_2 = constantes de tempo

L = atraso de transporte

A seguir apresentam-se os resultados obtidos com a identificação:

	Temperaturas [°C]	Modelo	K	T	L
Caso T	93,8 para 162,6	1	0,123	71,5	16,13
	161,4 para 93,5	2	0,119	71,34	14,53
Caso A	156,6 para 166	3	0,424	71,42	18
	165,4 para 156	4	0,415	50	12
	156,6 para 146,2	5	0,415	50	12
	148,8 para 156,6	6	0,425	100	18
Caso B	100,2 para 108,2	7	0,62	111,1	17,5
	108,8 para 102,2	8	0,46	100	20,5
	102 para 92	9	0,5	125	22,5
	91,6 para 102,4	10	0,62	101,1	16,5

Tabela 3.1 – Valores estimados dos parâmetros das funções de transferência de primeira ordem $Pp(s)$

	Temperaturas [°C]	Modelo	K	T_1	T_2	L
Caso T	93,8 para 162,6	1	0,123	8,9	72,04	12,007
	161,4 para 93,5	2	0,119	7,98	72,04	11,98
Caso A	156,6 para 166	3	0,424	15,42	72,05	10,9
	165,4 para 156	4	0,415	16,06	72,03	12,5
	156,6 para 146,2	5	0,415	16,5	73,2	11
	148,8 para 156,6	6	0,425	26,54	72,46	12
Caso B	100,2 para 108,2	7	0,62	35,34	72,15	9
	108,8 para 102,2	8	0,46	36,66	72,99	11
	102 para 92	9	0,5	42,23	73,54	11
	91,6 para 102,4	10	0,62	35,46	72,06	11

Tabela 3.2 – Valores dos parâmetros das funções de transferência do processo de segunda ordem $Ps(s)$

Para validar o resultado da identificação, comparam-se a seguir, para cada experimento, a resposta em malha fechada do processo real e dos modelos identificados de primeira ordem com atraso ($Pp(s)$) e de segunda ordem com atraso ($Ps(s)$), sendo que os controladores instalados no processo foram ajustados com o ganho proporcional (Kc) igual a 10 % e ganho integral (Ti) igual a 72 s :

a) Transição da temperatura de 93,8 °C para 162,8 °C

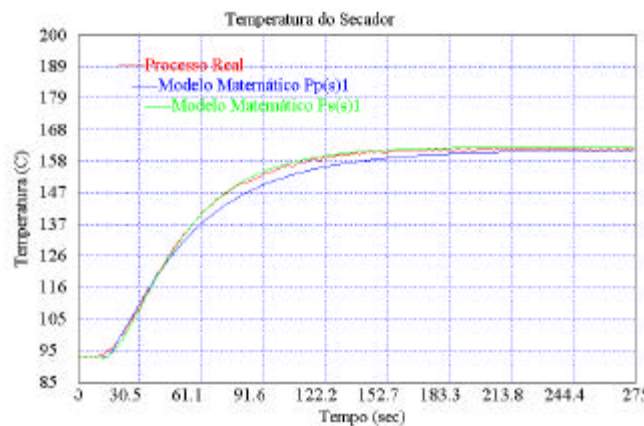


Figura 3.3 – Resposta em Malha Fechada do Processo e dos Modelos Identificados $Pp(s)_1$ e $Ps(s)_1$

b) transição da temperatura de 161,4 °C para 93,5 °C

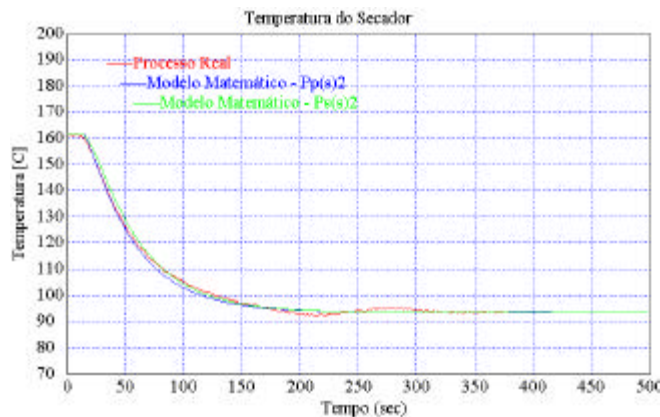


Figura 3.4 - Resposta em Malha Fechada do Processo e dos Modelos Identificados $Pp(s)_2$ e $Ps(s)_2$

c) variações de 156,6 °C para 166 °C

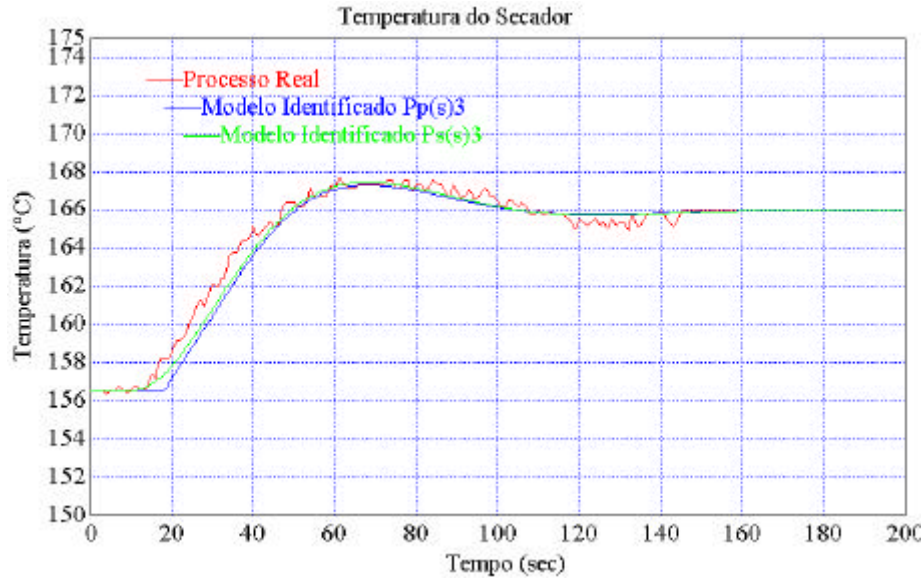


Figura 3.5 - Resposta em Malha Fechada do Processo e dos Modelos Identificados $Pp(s)_3$ e $Ps(s)_3$

d) variações de 165,4 °C para 156 °C

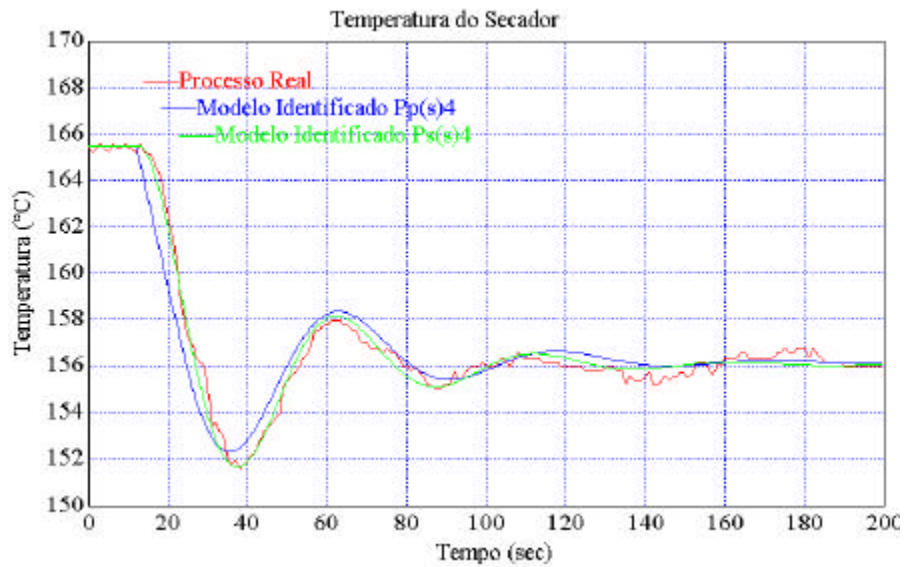


Figura 3.6 - Resposta em Malha Fechada do Processo e dos Modelos Identificados $Pp(s)_4$ e $Ps(s)_4$

e) variações de 156,6 °C para 146,2 °C

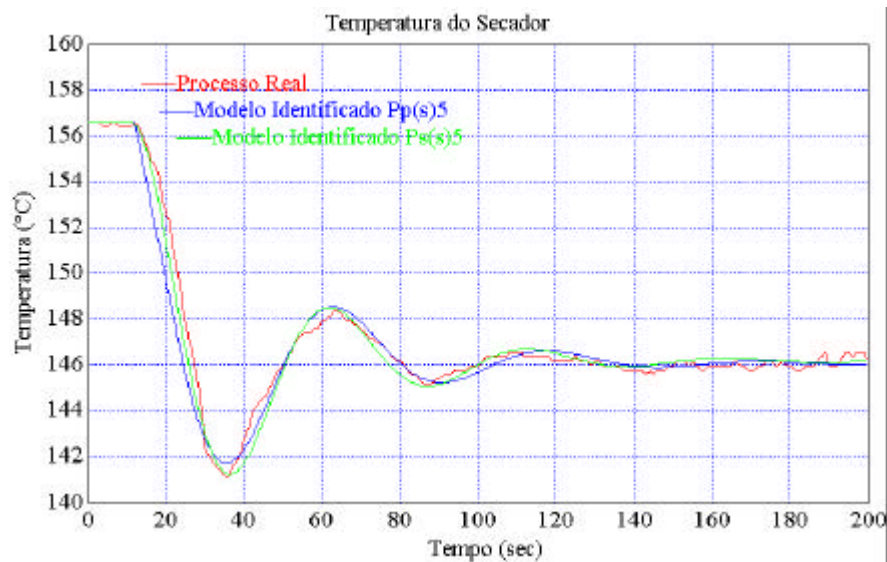


Figura 3.7 - Resposta em Malha Fechada do Processo e dos Modelos Identificados $Pp(s)_5$ e $Ps(s)_5$

f) variações de 148,8 °C para 156,6 °C

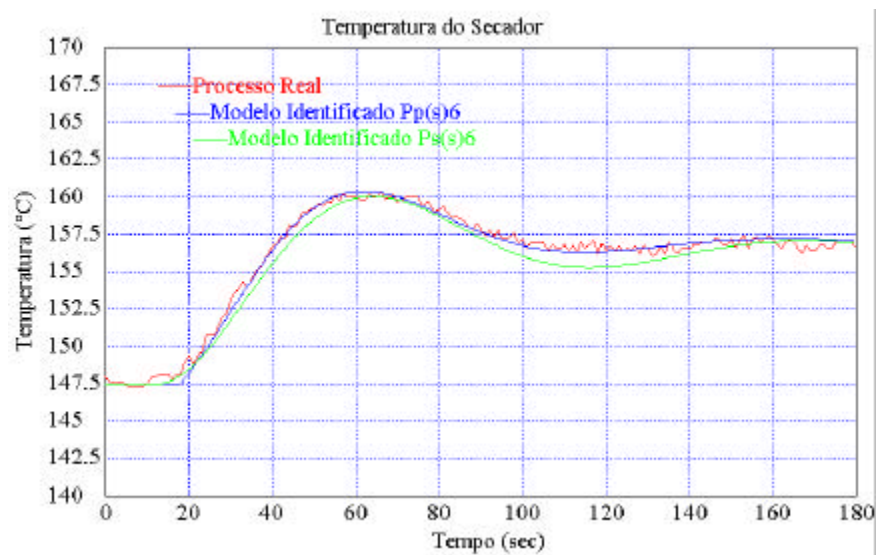


Figura 3.8 - Resposta em Malha Fechada do Processo e dos Modelos Identificados $Pp(s)_6$ e $Ps(s)_6$

g) variações de 100,2 °C para 108,2 °C

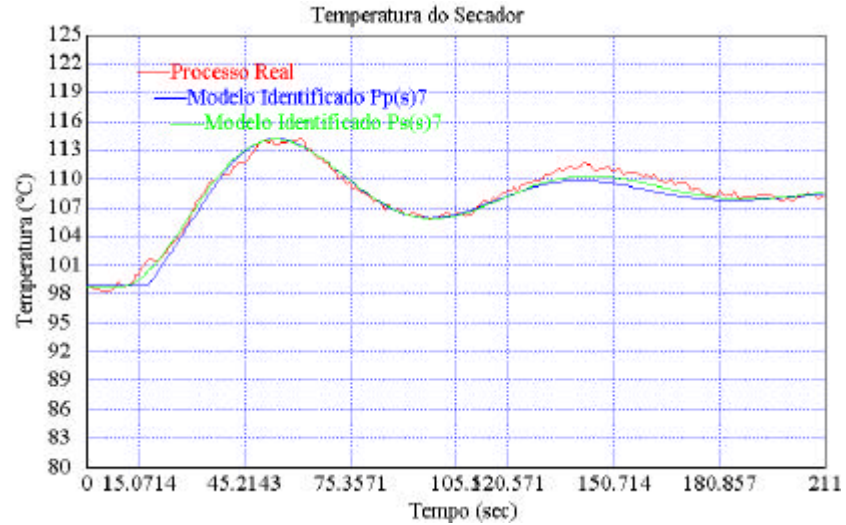


Figura 3.9 - Resposta em Malha Fechada do Processo e dos Modelos Identificados $Pp(s)_7$ e $Ps(s)_7$

h) variações de 108,8 °C para 102,2 °C

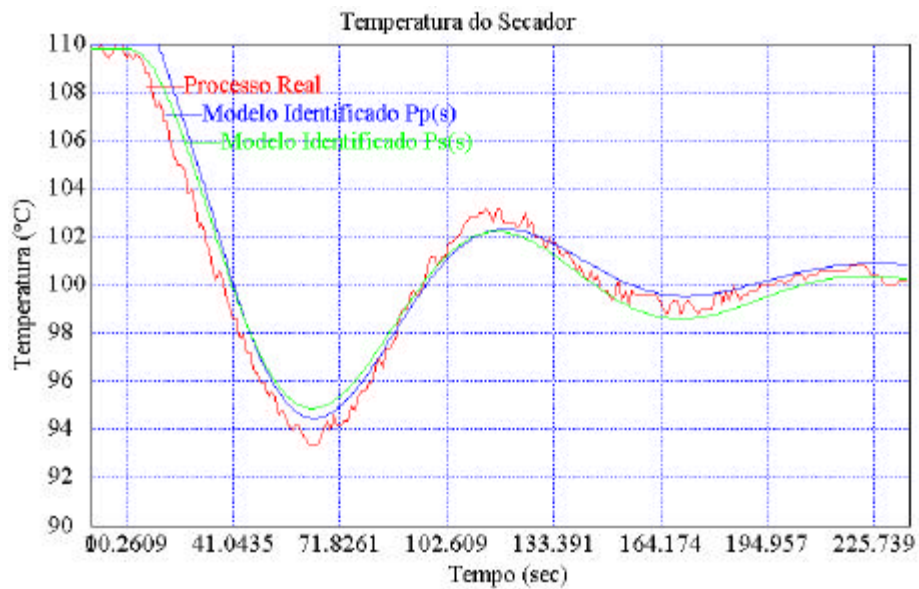


Figura 3.10 - Resposta em Malha Fechada do Processo e dos Modelos Identificados $Pp(s)_8$ e $Ps(s)_8$

i) variações de 102 °C para 92 °C

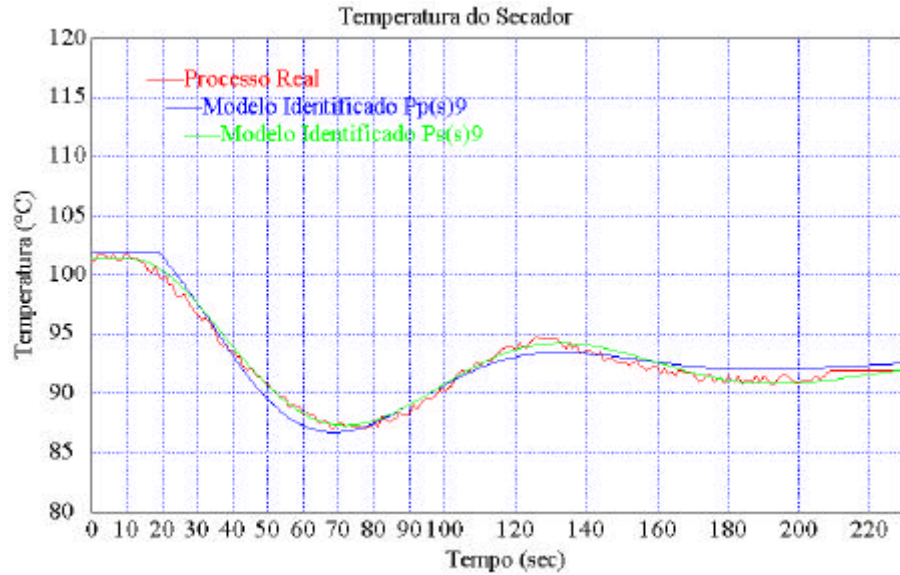


Figura 3.11 - Resposta em Malha Fechada do Processo e dos Modelos Identificados $Pp(s)_9$ e $Ps(s)_9$

j) variações de 91,6 °C para 102,4 °C

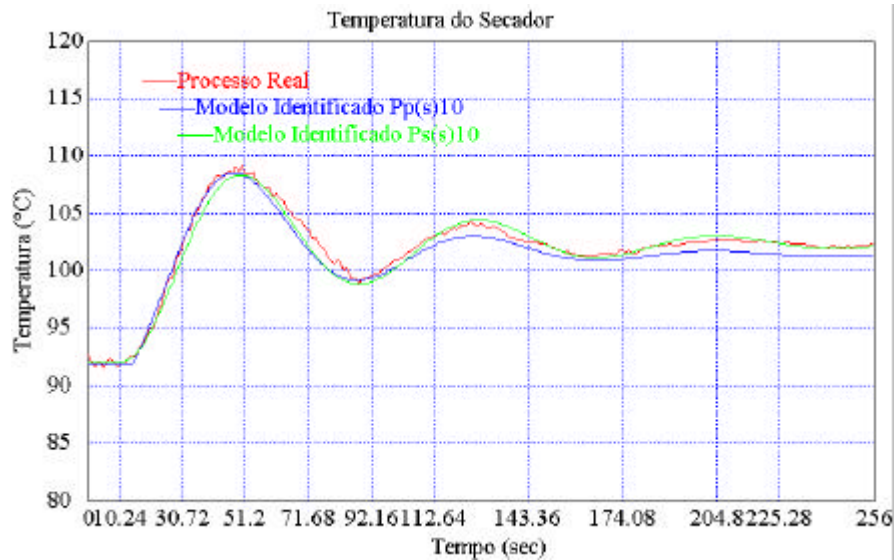


Figura 3.12 - Resposta em Malha Fechada do Processo e dos Modelos Identificados $Pp(s)_{10}$ e $Ps(s)_{10}$

Para o ajuste dos controladores é necessário definir um modelo nominal para cada situação de operação. Assim, calcularam-se os modelos nominais através dos valores médios das tabelas 3.1 e 3.2, tanto para os casos de primeira ordem como de segunda ordem, conforme mostra-se a seguir:

a) Caso T : quando a linha de produção pára por um grande período de tempo, ocorrendo a transição da temperatura do set point do controlador A para o set point do controlador B ou quando o secador volta a trabalhar ocorrendo a transição da temperatura do set point do controlador B para o set point do controlador A. Neste caso obtém-se:

$$Pp(s)_T = \frac{0,121}{(71,42s + 1)} e^{-15,33s} \quad \text{e} \quad Ps(s)_T = \frac{0,121}{(72,22s + 1).(8,44s + 1)} e^{-11,99s} \quad (3.11)$$

a) Caso A : quando a linha de produção pára por um pequeno período de tempo ou o sistema é perturbado, ocorrendo oscilações da temperatura em relação ao set point do controlador A. Os modelos obtidos são:

$$Pp(s)_A = \frac{0,4}{(66,6s + 1)} e^{-15s} \quad \text{e} \quad Ps(s)_A = \frac{0,4}{(72,43s + 1).(18,63s + 1)} e^{-11,6s} \quad (3.12)$$

c) Caso B : para a temperatura de funcionamento do secador quando a linha de produção pára por um longo período de tempo ou o sistema é perturbado, ocorrendo oscilações da temperatura em relação ao set point do controlador B. Os modelo para este caso são:

$$Pp(s)_B = \frac{0,55}{(109,3s + 1)} e^{-19,25s} \quad \text{e} \quad Ps(s)_B = \frac{0,55}{(72,68s + 1).(37,42s + 1)} e^{-10,5s} \quad (3.13)$$

3.3 - CONCLUSÃO

Os modelos matemáticos do secador foram obtidos através de ensaios do tipo “step-test” em várias condições de trabalho. Estes permitem identificar algumas características do processo que têm interesse do ponto de vista do operador, tais como: o valor do ganho, da(s) constante(s) de tempo e do atraso, os quais são fundamentais para ajustar os controladores que se apresentam no próximo capítulo.

Como características mais importantes dos modelos identificados de primeira ordem, observou-se uma constância em todos os valores estimados dos parâmetros para o caso T e uma variação destes parâmetros para o caso A e B. Em relação aos modelos de segunda ordem, pode-se destacar um atraso de transporte praticamente constante em todas as situações estudadas e uma constante de tempo e um ganho estático variável dependendo da situação (caso T ou operação nas vizinhanças dos casos A e B). Observou-se, também, através dos gráficos que tanto os modelos de primeira ordem, quanto os modelos de segunda ordem podem representar bem a dinâmica do processo real. Estes modelos identificados e validados serão utilizados no próximo capítulo onde serão aplicadas algumas estratégias de controle escolhidas para o referido processo.

4. AJUSTE DOS CONTROLADORES INDUSTRIAIS

4.1 - INTRODUÇÃO

Os processos existentes em indústrias químicas, petroquímicas, de papel e celulose e cerâmicas, entre muitas outras, constituem um campo vasto para aplicações de técnicas de controle automático. Anteriormente, antes dos anos 40 (LUYBEN, 1990), a maioria das plantas industriais eram operadas essencialmente em modo manual, o que exigia a utilização de muitos operadores. Nos dias de hoje, em razão da extensão, da complexidade e da interação entre os processos, passando também pelas exigências de qualidade dos produtos e de redução do custo de produção, é essencial a utilização de controle automático na operação dos processos.

O controlador PID é o tipo de controlador de estrutura fixa mais utilizado nas aplicações industriais, tanto no Brasil como no mundo. Esses controladores tornaram-se disponíveis comercialmente na década de 30, e já nos anos 40 estavam sendo utilizados na indústria com grande aceitação (SEBORG & MELLICHAMP, 1989).

Trabalhos de pesquisa recentes (TAKATSU & ARAKI, 1998) mostram que ainda hoje mais de 95% das malhas de controle de processos industriais são do tipo PID e que as estruturas de controle distribuído mais complexas têm o PID como elemento básico.

Esta predominância deve-se basicamente a: (i) uma grande quantidade de processos industriais, principalmente os de origem térmica e química, possuem uma dinâmica que pode ser bem modelada por uma função de transferência de primeira ou segunda ordem, o que permite que um controlador de poucos parâmetros consiga obter uma performance adequada; (ii) a ação integrativa do PID garante que o sistema em malha fechada possa trabalhar sem erro em regime permanente, para referências ou perturbações constantes;

(iii) a ação derivativa do PID tem características preditivas, importantes para corrigir as dinâmicas transitórias.

Em geral, pode-se dizer que para processos com dinâmicas bem comportadas e especificações não muito exigentes, o controlador PID é uma solução que oferece um bom compromisso entre simplicidade e bom comportamento em malha fechada.

Apesar da importância prática do PID e da grande quantidade de pesquisas sobre este controlador no meio acadêmico (BRUCIAPAGLIA, 1992, POSSER, 1998), é normal encontrar no meio industrial controladores PID mal ajustados e/ou mal utilizados (NORMEY-RICO, 2001). O fato é que a realização do ajuste de controladores na base da tentativa e erro, é uma tarefa entediante e muitas vezes demorada, o que a torna custosa. Além do mais, esse tipo de ajuste depende muito da experiência do técnico que o realizará. Um outro problema, que surge quando da partida de plantas novas, é o acúmulo de malhas que devem ser ajustadas, o que acaba levando o pessoal responsável por essa tarefa a colocar “valores padrões”, obtidos em outras malhas semelhantes, até porque o tempo torna-se escasso nessas ocasiões, em virtude do grande número de problemas que surgem.

Nos capítulos anteriores foi realizada uma análise completa do processo a ser controlado. Estudou-se seu princípio de funcionamento e fez-se a modelagem matemática. Neste capítulo, estudam-se algumas estratégias de controle utilizadas para resolver os problemas comumente encontrados em ambientes industriais, verificando-se as soluções que são mais apropriadas para o processo em questão.

Basicamente serão apresentadas e comparadas algumas metodologias de ajuste de controle PI e PID, tradicionalmente usadas na indústria e outras de cunho mais acadêmico. Também, apresenta-se neste capítulo, o ajuste de um controle preditivo generalizado (GPC) baseado no preditor de Smith (SP) que permite considerar além das especificações da resposta de temperatura, o consumo de gás do sistema, fator econômico muito importante na indústria cerâmica.

4.2 - OBJETIVOS DO CONTROLE

O objetivo principal deste trabalho é o de estudar alguns métodos para ajustar os ganhos do controlador PI que hoje faz parte do processo de secagem de peças cerâmicas, de forma a melhorar o comportamento do sistema sem realizar investimentos nas áreas de hardware e nem software.

O segundo objetivo deste trabalho é o de propor um novo tipo de controlador, visando obter um melhor desempenho em relação ao já existente, utilizando algumas propostas de projeto de controle moderno, especificamente o Controle Preditivo Generalizado baseado no Preditor Smith (SPGPC), que tem se mostrado muito eficiente para o controle de processos com características similares ao aqui estudado (NORMEY-RICO & CAMACHO, 1999).

Assim, definiu-se alguns objetivos de controle a serem alcançados para os dois casos:

- a) simplicidade do controlador e ajuste dos seus parâmetros,
- b) seguimento assintótico de referências constantes, com erro zero (especificação que pode ser liberada para um erro em regime menor que 1 %),
- c) rejeição de perturbações de carga com dinâmica pouco oscilatória e mais rápida que em malha aberta,
- d) transição entre os dois pontos de operação com uma dinâmica mais rápida que em malha aberta e sem oscilações,
- e) estabilidade robusta da solução.

Para o SPGPC, também considera-se como especificação, a minimização do consumo de gás através da ponderação do esforço de controle.

4.3 - O CONTROLADOR PID

O controlador PID é composto pela soma de três ações : uma proporcional (P), uma integral (I) e uma derivativa (D). A forma mais simples de implementar este tipo de

controlador mostra-se na figura 4.1, onde todas as ações encontram-se na malha direta.

Como as três ações atuam em paralelo, obtém-se a típica lei de controle PID:

$$u(t) = K_c \left(1 + \frac{1}{T_i} \int_0^t e(t) dt + T_d \frac{de(t)}{dt} \right) \quad (4.1)$$

onde :

K_c = ganho proporcional

T_i = tempo integral

T_d = tempo derivativo

$e(t)$ = erro entre a referência r e o sinal que deseja-se controlar y :

$$e(t) = r(t) - y(t) \quad (4.2)$$

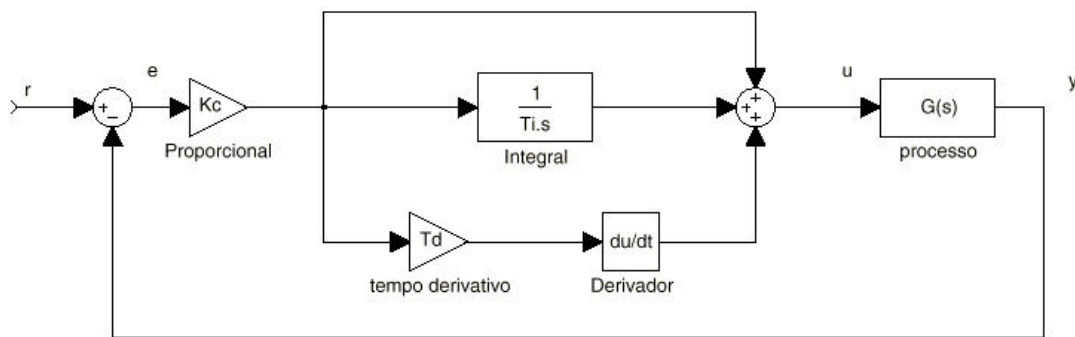


Figura 4.1 – Diagrama de Blocos do PID Acadêmico

4.4 - CONFIGURAÇÕES DO PID

As estruturas de implementação do PID podem ser classificadas de duas formas: (i) pelo tipo de interação entre as ações P, I e D e (ii) pela distribuição das ações P e D dentro da malha de controle.

4.4.1 – Tipos de Controladores PID

O PID pode ser implementado com a estrutura série ou acadêmica (também chamadas de interativa e não interativa) e também a forma paralela. Na figura 4.2, 4.3 e 4.4, mostram-se estas três alternativas para representar o PID. Considerando PID ideais (isto é, sem o filtro da parte derivativa), as funções de transferência das três configurações são dadas por:

PID acadêmico:
$$\frac{U(s)}{E(s)} = K_c \left(1 + \frac{1}{T_i s} + T_d s \right) \quad (4.3)$$

PID série:
$$\frac{U(s)}{E(s)} = K_c \left(1 + \frac{1}{T_i s} \right) \cdot (1 + T_d s) \quad (4.4)$$

PID paralelo:
$$\frac{U(s)}{E(s)} = K_c + \frac{K_i}{s} + K_d s \quad (4.5)$$

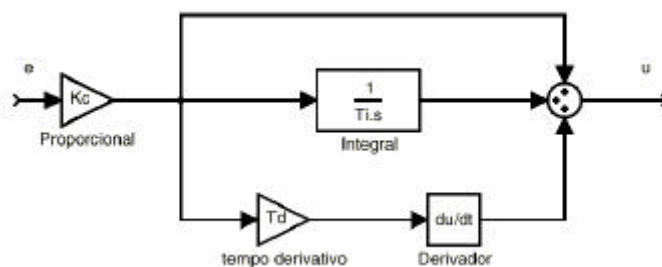


Figura 4.2 – Estrutura Acadêmica de um PID

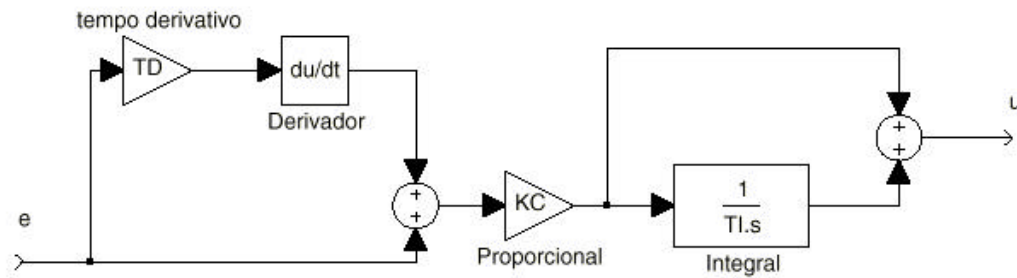


Figura 4.3 – Estrutura em Série de um PID

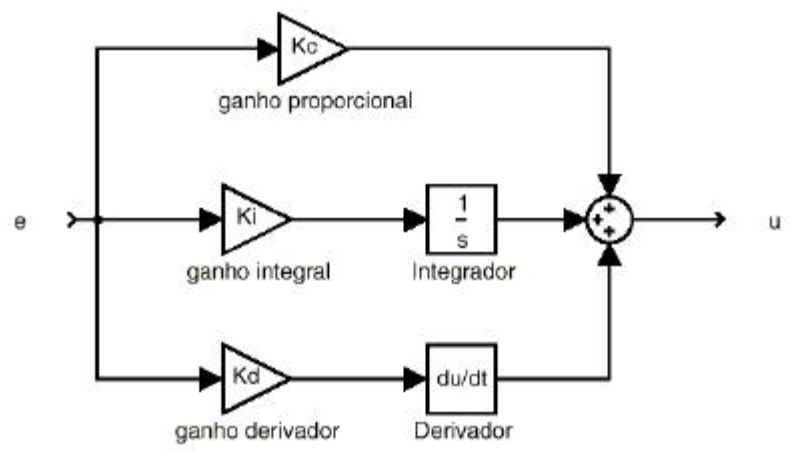


Figura 4.4 – Estrutura em Paralelo de um PID

Observa-se que os parâmetros dos controladores são diferentes e que as funções de transferência dos controladores não são sempre equivalentes. Na estrutura série, os zeros do controlador somente podem ser reais enquanto na paralela e na acadêmica podem ser reais ou complexos conjugados. Esta última característica é útil quando o sistema a controlar tem pólos complexos conjugados. A estrutura série é chamada de interativa, pois o ajuste da ação I afeta a ação D e vice-versa.

Neste trabalho, utilizaremos a estrutura do tipo acadêmica, dado que esta se corresponde com a do sistema instalado no secador.

4.4.2 – Distribuição das Ações do PID

Tanto a ação proporcional como a derivativa do PID podem gerar, instantaneamente, grandes valores finais do sinal de controle u quando o erro $e(t)$ varia bruscamente, o que normalmente acontece quando há saltos no sinal de referência do sistema r . Para evitar este efeito geralmente prejudicial, pois leva a saturar o controle ou a produzir respostas com pico elevado quando se muda a referência, alguns controladores industriais possuem dois parâmetros extras de ajuste que permitem ponderar o erro de seguimento que entra nas ações P e D do controlador. Com estas ponderações, o controlador passa a comportar-se como um controlador em dois graus de liberdade ou como a soma de uma ação na realimentação mais uma pré-alimentação.

Esta divisão das ações pode ser aplicada para quaisquer das estruturas analisadas no item anterior, porém neste trabalho utilizaremos aqui a configuração acadêmica ideal do PID.

Ao dividir as ações P e D do controlador entre o sinal de saída e o sinal de erro, a equação que define o sinal de controle $u(t)$ é dada por:

$$u(t) = K_c \left[br(t) - y(t) + \frac{1}{T_i} \int e(t).dt + T_d \frac{d(cr(t) - y(t))}{dt} \right] \quad (4.6)$$

onde b ($0 \leq b \leq 1$) é o fator de ponderação da ação P e c ($0 \leq c \leq 1$) é o fator de ponderação da ação D. Desta forma se $b = 1$ e $c = 1$ temos o PID tradicional, se $b = 0$ e $c = 0$, as ações P e D estão somente na realimentação. Como se analisam a continuação, escolhendo valores de b e c no intervalo (0,1) o controlador pode ter a sua performance otimizada. Na prática é muito comum encontrar a parte derivativa totalmente na realimentação ($c = 0$), porém esta nem sempre é a melhor solução. No caso geral (b e c entre 0 e 1), o controle pode ser considerado como um PD + PID ou como um controle de realimentação mais um de pré-alimentação ou, ainda, como um controle PID mais um filtro de referência F_r o que permite um ajuste que utiliza o conceito de dois graus de liberdade. Em um primeiro momento, o controle da realimentação é ajustado para obter uma boa

resposta do sistema às perturbações de carga e, na segunda etapa do projeto do controle, ajusta-se a pré-alimentação para uma resposta adequada às mudanças de referência.

As funções de transferência dos controladores PD e PID_1 da figura 4.5 calculam-se como:

$$PD(s) = K_c(1 - b) + K_c(1 - c)T_d s \quad (4.7)$$

e

$$PID_1(s) = K_c \left(b + \frac{1}{T_i s} + c T_d s \right) \quad (4.8)$$

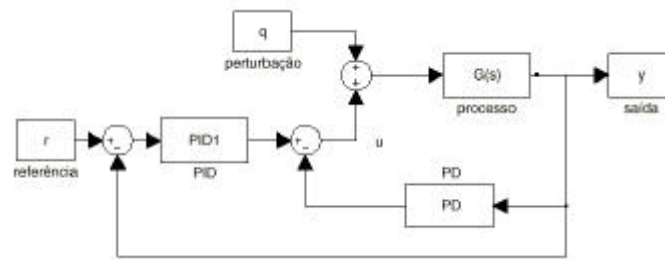


Figura 4.5 – Representação de um PD + PID

e as de C_r e C_p da figura 4.6 como:

$$C_p(s) = PID_1(s) \quad (4.9)$$

e

$$C_r(s) = K_c \left(1 + \frac{1}{T_i s} + T_d s \right) \quad (4.10)$$

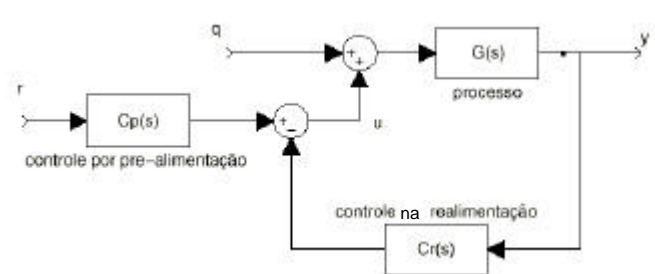


Figura 4.6 – Controle na realimentação $C_p(s)$ e $C_r(s)$

e finalmente F_r e PID_2 da figura 4.7 calculam-se como:

$$PID_2(s) = C_r(s) \quad (4.11)$$

e

$$F_r = \frac{C_p(s)}{C_r(s)} \quad (4.12)$$

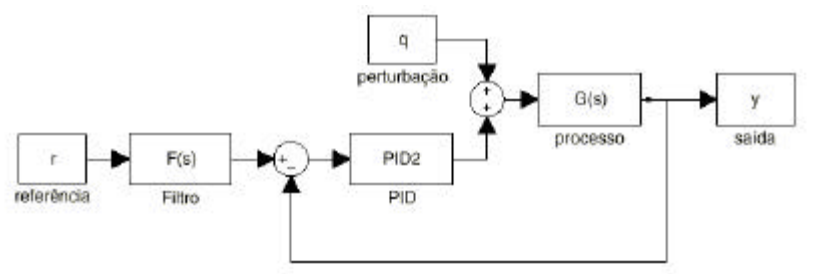


Figura 4.7 – Inclusão de um filtro na referência

O ajuste do controlador pode ser realizado com quaisquer dos esquemas utilizando técnicas clássicas ou empíricas.

4.5 - MÉTODOS DE AJUSTE DO PI E PID

O ajuste de controladores tem sido tratado por muitos pesquisadores em artigos publicados nos últimos 60 anos. Praticamente, desde 1942, com a publicação das regras de ajuste de Ziegler e Nichols (ZIEGLER & NICHOLS, 1942), uma grande quantidade de pesquisadores tem investido no desenvolvimento de metodologias de ajuste destes controladores (NORMEY-RICO, 2000, ÄSTRÖM & HÄGGLUND, 1995).

Embora existam muitas propostas de ajuste de controladores, apenas algumas delas visam o controle de algum tipo de processo específico. Neste item será apresentado um estudo comparativo onde alguns métodos de ajuste serão aplicados especificamente para o processo de secagem de peças cerâmicas.

Os modelos do processo, utilizados pelos diferentes métodos são o modelo de primeira ordem com atraso (4.13) e o modelo de segunda ordem com atraso (4.14), ambos estáveis em malha aberta:

$$P(s) = \frac{K}{(Ts + 1)} e^{-Ls} \quad (4.13)$$

e

$$P(s) = \frac{K}{(T_1s + 1)(T_2s + 1)} e^{-Ls} \quad (4.14)$$

onde:

K = ganho estático

T , T_1 e T_2 = constantes de tempo

L = atraso de transporte

A seguir são apresentadas as fórmulas de cálculo dos parâmetros do PI e PID por alguns métodos propostos na literatura. Para cada um deles são apontadas as principais características.

4.5.1 - Método de Cohen-Coon

O método de Cohen-Coon (COHEN-COON, 1953) é baseado no modelo de primeira ordem com atraso (4.13) e utiliza como objetivo de projeto a redução do pico da resposta a perturbações de carga minimizando a integral do erro (IE). Usando a alocação de pólos dominantes do sistema o método consegue que a relação entre o primeiro e segundo pico da resposta a um degrau de perturbação seja de ¼. A tabela 4.1 mostra as regras de ajuste propostas para o PI e PID implementado com estrutura acadêmica :

Ganhos/Controladores	PI	PID
K_c	$\left[\frac{0,9 + \frac{1}{12} \cdot \left(\frac{L}{T} \right)}{K} \right] \cdot \left(\frac{T}{L} \right)$	$\left[\frac{\frac{4}{3} + \frac{1}{4} \cdot \left(\frac{L}{T} \right)}{K} \right] \cdot \left(\frac{T}{L} \right)$
T_i	$\left[\frac{30 + 3 \cdot \left(\frac{L}{T} \right)}{9 + 20 \cdot \left(\frac{L}{T} \right)} \right] \cdot (L)$	$\left[\frac{32 + 6 \cdot \left(\frac{L}{T} \right)}{13 + 8 \cdot \left(\frac{L}{T} \right)} \right] \cdot (L)$
T_d	–	$\left[\frac{4}{11 + 2 \cdot \left(\frac{L}{T} \right)} \right] \cdot (L)$

Tabela 4.1 – Parâmetros do Método de Cohen-Coon

4.5.2 - Método IMC

O método do IMC (RIVERA, 1986, MORARI & ZAFIRIOU, 1989) é baseado no conceito de modelo interno e utiliza o modelo de primeira ordem com atraso (4.13).

O objetivo deste controle é otimizar a resposta a degraus na referência apesar de ser possível o projeto de um controle de dois graus de liberdade. Usando uma aproximação de Padé para o atraso de transporte e cancelamento dos pólos do modelo do processo, o método consegue uma boa resposta ao degrau de referência, porém, prejudicando a rejeição de perturbações. O algoritmo inclui também a constante de tempo de um filtro de primeira ordem (I), utilizado como um parâmetro de ajuste para estabelecer um compromisso entre robustez e desempenho. Quanto menor for I mais rápida será a resposta, porém o sistema será mais sensível a incertezas. A tabela 4.2 apresenta o ajuste dos parâmetros dos controladores por este método, implementado com a estrutura série :

Ganhos/Controladores	PI	PID
K_c	$\frac{2.T + L}{2.I.K}$	$\frac{2.T + L}{2.K.(I + L)}$
T_i	$T + \frac{L}{2}$	$T + \frac{L}{2}$
T_d	–	$\frac{T.L}{2.T + L}$

Tabela 4.2 – Parâmetros do Método IMC

4.5.3 - Método de Haalman

O método de Haalman (HAALMAN, 1995) utiliza um modelo de segunda ordem (4.14). O objetivo do projeto é definir um modelo em malha fechada, que gere uma resposta desejada para um degrau de referência. Usando modelos simples e cancelamento dos pólos do sistema, o método consegue uma boa resposta ao degrau de referência. Devido ao uso do cancelamento, tem-se a mesma desvantagem que o método IMC. O controlador é implementado com a estrutura acadêmica e os parâmetros de ajuste estão na tabela 4.3 a seguir:

Ganhos/Controladores	PID
K_c	$\frac{2.(T_1 + T_2)}{3.L}$
T_i	$T_1 + T_2$
T_d	$\frac{T_1.T_2}{T_1 + T_2}$

Tabela 4.3 – Parâmetros para o Método de Haalman

4.5.4 - Método de Ziegler-Nichols

No seu artigo clássico ZIEGLER & NICHOLS (1942), propuseram regras de ajuste objetivando alcançar no projeto que a relação entre o primeiro e segundo pico da resposta a um degrau de perturbação seja de $\frac{1}{4}$ em malha fechada para sistemas, que em malha aberta, possam ser representados por um modelo de primeira ordem com tempo morto. Os parâmetros de ajuste foram obtidos por experimentos empíricos com modelos de processos que verificam a relação $0,1 < L/T < 1$. Neste método os controladores foram implementados com a estrutura acadêmica. A tabela 4.4 sumariza as regras de ajuste por eles proposta.

Ganhos/Controladores	PI	PID
K_c	$\frac{0,9}{K} \cdot \left(\frac{T}{L} \right)$	$\frac{1,2}{K} \cdot \left(\frac{T}{L} \right)$
T_i	$3,33.L$	$2.L$
T_d	—	$0,5.L$

Tabela 4.4 – Parâmetros do Método de Ziegler-Nichols

4.5.5 - Método de ITAE (“Integrated Time-Weighted Absolute Error”)

A integral do erro absoluto ponderado no tempo é o critério de desempenho que melhor concilia propriedades de desempenho e robustez. SMITH et al.(1994) determinaram os parâmetros de controladores PI e PID que minimizam o critério ITAE para diferentes valores de L/T . A forma da função erro depende tanto do tipo de perturbação quanto da localização onde ela ocorre na malha de controle. Também desenvolveram expressões tanto para o degrau na referência (set point) quanto no distúrbio na carga conforme tabelas 4.5 e

4.6 a seguir, observando que neste método os controladores foram implementados com a estrutura acadêmica.

Ganhos/Controladores	PI	PID
K_c	$\frac{0,586}{K} \left(\frac{T}{L} \right)^{0,916}$	$\frac{0,965}{K} \left(\frac{T}{L} \right)^{0,855}$
T_i	$\frac{T}{\left[1,03 - 0,165 \left(\frac{L}{T} \right) \right]}$	$\frac{T}{\left[0,769 - 0,147 \left(\frac{L}{T} \right) \right]}$
T_d	—	$0,308.T \left(\frac{L}{T} \right)^{0,929}$

Tabela 4.5 – Parâmetros do Método ITAE para referência (set points)

Ganhos/Controladores	PI	PID
K_c	$\frac{0,859}{K} \left(\frac{T}{L} \right)^{0,977}$	$\frac{1,357}{K} \left(\frac{T}{L} \right)^{0,947}$
T_i	$\frac{T}{0,674} \left(\frac{L}{T} \right)^{0,680}$	$\frac{T}{0,842} \left(\frac{L}{T} \right)^{0,738}$
T_d	—	$0,381.T \left(\frac{L}{T} \right)^{0,995}$

Tabela 4.6 – Parâmetros do Método ITAE para perturbação

4.5.6 - Método de Astrom e Hagglund

Astrom e Hagglund (ASTRON & HAGGLUND, 1995) desenvolveram um método empírico, baseado na resposta ao degrau, que é mais completo que os anteriores pois considera um conjunto maior de especificações, soluções separadas para processos estáveis e integradores e considera simultaneamente as respostas as mudanças de set point e perturbações.

O método considera a descrição do processo com T , a e t , para plantas estáveis, sendo que estes se determinam das relações:

$$a = \frac{K.L}{T} \quad (4.15)$$

e

$$t = \frac{L}{L+T} \quad (4.16)$$

Os parâmetros do controlador também são normalizados e incluem a ponderação do ganho proporcional b . O ganho normalizado é $a.K$, o tempo integral normalizado é T_i / L e o tempo derivativo é T_d / L . O método empírico utiliza um conjunto de modelos para simular o comportamento do processo real e calcula o PID pela técnica de alocação de pólos dominantes. Finalmente os valores encontrados para estes parâmetros são descritos por funções de t com coeficientes tabelados. O método considera ainda a sensibilidade máxima M_s como parâmetro de ajuste, o que permite optar por um PID mais “robusto” ou mais rápido.

M_s pondera a distância entre o ponto -1 no diagrama de Nyquist e a curva $G(jw)C_r(jw)$ onde C_r é o controle por realimentação (neste caso o PID) e G é o modelo do processo. Esta sensibilidade calcula-se como:

$$M_s = \max \left| \frac{1}{1 + G(jw).C_r(jw)} \right| \quad w \in [0, \infty) \quad (4.17)$$

de forma que $1/M_s$ é a menor distância do diagrama $G(jw)C_r(jw)$ ao ponto -1 . Valores maiores de M_s implicam em menor robustez já que menores erros entre o modelo e o

processo real podem levar ao diagrama a circundar o ponto -1 . A figura 4.8 ilustra este conceito.

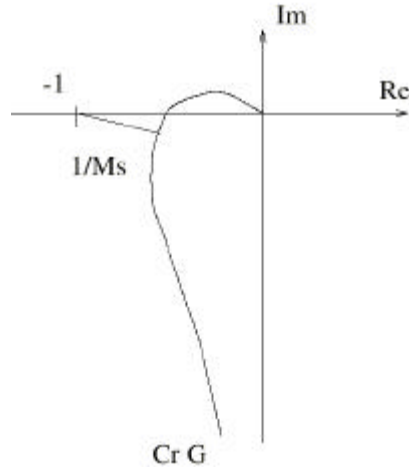


Figura 4.8 – Medida de M_s

As funções de aproximação foram escolhidas como:

$$f(t) = a_0 e^{a_1 t + a_2 t^2} \quad (4.18)$$

e os valores de M_s como $M_s = 2,0$ para o PID “rápido” e $M_s = 1,4$ para o PID “robusto”.

A tabela 4.7 fornece os parâmetros para processos estáveis, que é o caso do secador:

	$M_s = 1,4$			$M_s = 2,0$		
	a_0	a_1	a_2	a_0	a_1	a_2
$a.K_c$	3,8	- 8,4	7,3	8,4	- 9,6	9,8
T_i / L	5,2	- 2,5	- 1,4	3,2	- 1,5	- 0,93
T_d / L	0,89	- 0,37	- 4,1	0,86	- 1,9	- 0,44
B	0,4	0,18	2,8	0,22	0,65	0,051

Tabela 4.7 – Parâmetros para o caso estável do Método de Åstrom e Hagglund

4.6 – PID de Dois Graus de Liberdade

Quando deseja-se ajustar de forma independente a resposta do sistema de controle para mudanças de referência e rejeição de perturbações é necessário utilizar um controlador de dois graus de liberdade.

Como explicado na seção 4.4.2, no caso do PID, isto pode ser obtido utilizando a divisão das ações P e D. Porém desta forma o controlador passa a ter cinco parâmetros de ajuste, o que dificulta a utilização na indústria. Uma forma simples de contornar este problema é utilizar um filtro passa baixas no sinal de referência (figura 4.9), conjuntamente com um método de ajuste que otimize a resposta do PID para perturbações de carga. Neste trabalho propõem-se usar como controlador PID 2 DOF o PID com o ajuste ITAE perturbação e o filtro de referência de primeira ordem $F(s) = \frac{1}{1 + sTf}$, onde este controle será denominado ITAE – 2 DOF. Como mostrado em (NORMEY-RICO, 2000), esta metodologia permite obter bons resultados e é bastante simples de ajustar na prática.

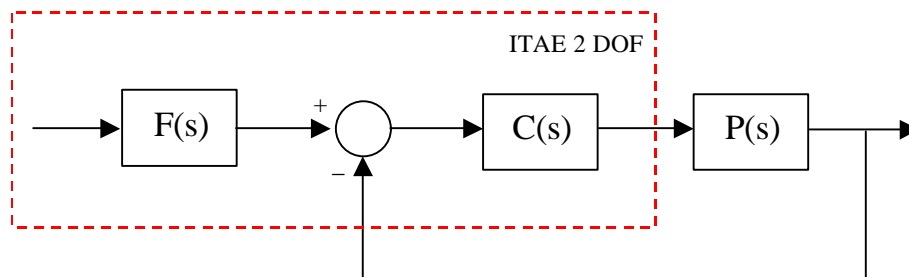


Figura 4.9 – Estrutura com a inclusão de um filtro no sinal de referência

4.7 - CONTROLE PREDITIVO GENERALIZADO BASEADO NO PREDITOR DE SMITH (SPGPC)

O Controle Preditivo Generalizado (GPC), (CLARKE et al., 1987), tem sido implementado com êxito em muitas aplicações industriais, mostrando um bom comportamento e um certo grau de robustez. Pode resolver muitos problemas de controle para uma ampla gama de plantas com um número razoável de variáveis de projeto que são especificadas pelo operador dependendo do conhecimento prévio do processo e dos objetivos do controle.

Uma das vantagens do GPC é a possibilidade de ponderar simultaneamente o erro de seguimento e a ação de controle, permitindo assim escolher um comportamento que atenda as especificações do usuário no que se refere ao compromisso comportamento-consumo de energia. Outras vantagens são: o GPC trata as restrições nas variáveis de controle e saída da planta, pode ser aplicado a processos de fase não mínima e é especialmente interessante se o processo tem atraso. Esta última característica é muito importante devido a que os processos com atraso são muito comuns na indústria, como é o caso do sistema de controle de temperatura do secador.

Por outro lado, como toda estratégia de controle baseada em modelo o GPC é fortemente dependente da eleição do modelo do processo e das perturbações utilizados para calcular as previsões. Assim a estrutura do preditor tem importância fundamental no comportamento e robustez do sistema em malha fechada, e como foi mostrado em (NORMEY-RICO et al., 2000), a correta eleição do preditor pode levar a melhorar consideravelmente a robustez do sistema. Finalmente, uma vez definida a estrutura de predição e a técnica de otimização (que caracteriza a eleição de um controlador preditivo específico) ainda devem ser definidas regras de ajuste dos parâmetros que possam ser facilmente interpretadas pelos operadores, e consequentemente utilizadas em ambientes industriais.

Levando em conta todas estas características do problema, foi proposto recentemente um novo algoritmo de controle preditivo (o controle preditivo generalizado (GPC) baseado no preditor de Smith (SP), SPGPC) que se baseia nas idéias de otimização quadrática do algoritmo GPC proposto em (CLARKE, et al., 1987) e nas características de predição do SP proposto por (SMITH, 1958) e posteriormente modificado em (NORMEY-RICO et al., 1997). Os resultados relacionados com a proposta do SPGPC para o caso SISO podem ser encontradas em (NORMEY-RICO et al., 1998), sendo que em (NORMEY-RICO et al., 2000) apresenta-se, ainda para o caso SISO, um estudo da robustez do controlador e do ajuste de parâmetros, inclusive comparando o SPGPC com outros controladores preditivos.

Nestes trabalhos, mostra-se como o SPGPC tem um procedimento de ajuste bastante simples para ser utilizado em aplicações reais de processos com atraso onde existem grandes erros de modelagem, como é o caso do processo aqui analisado.

Usando um modelo para prever o comportamento da planta num dado horizonte, o controle é calculado a partir da minimização de um critério que considera o erro entre a mencionada predição e a referência, assim como uma ponderação do esforço de controle. Desta forma, o sistema de controle obtido possui duas partes principais. Na primeira parte ou etapa, calculam-se as predições da saída da planta, usando-se para isto um preditor ótimo que permite encontrar o valor esperado da saída na presença de perturbações estocásticas e, na segunda etapa, o horizonte e as ponderações do erro e do esforço de controle devem ser definidas para a minimização do critério.

No caso particular do processo de secagem, a utilização do SPGPC resulta interessante pois permite considerar o consumo de gás natural através da ponderação do esforço de controle e da escolha adequada do horizonte.

4.7.1 – O Algoritmo SPGPC

O algoritmo de controle preditivo generalizado baseado no preditor de Smith (NORMEY-RICO et al., 1998; NORMEY-RICO & CAMACHO, 1999) possui um conjunto de propriedades que o tornam mais atrativo que o GPC tradicional para ser utilizado em controle de processos industriais estáveis.

O algoritmo SPGPC utiliza, como o GPC, uma seqüência de controles que minimizam uma função de custo:

$$J = \sum_{j=N_1}^{N_2} \mathbf{d}(j) [\hat{y}(t+j|t) - w(t+j)]^2 + \sum_{j=1}^N \mathbf{l}(j) [\mathbf{D}u(t+j-1)]^2 \quad (4.19)$$

onde N é o horizonte de controle, N_1 e N_2 são os horizontes de predição, $\mathbf{d}(j)$ e $\mathbf{l}(j)$ são as seqüências de ponderação (que neste trabalho se escolhem $\mathbf{d}(j)=1$; $\mathbf{l}(j)=1$), $w(t+j)$ é a referência futura e $\hat{y}(t+j|t)$ é a predição ótima da saída do sistema em $t+j$ calculada em um tempo t usando um modelo incremental da planta:

$$\mathbf{D}A(z^{-1})y(t) = z^{-d}B(z^{-1})\mathbf{D}u(t-1), \quad (4.20)$$

e considerando conhecidas as predições da saída até $t+d$ (d representa o atraso do sistema). Nesta equação $\mathbf{D} = I - z^{-1}$ e

$$\begin{aligned} A(z^{-1}) &= I + a_1 z^{-1} + a_2 z^{-2} + \dots + a_{na} z^{-na} \\ B(z^{-1}) &= b_0 + b_1 z^{-1} + b_2 z^{-2} + \dots + b_{nb} z^{-nb} \end{aligned} \quad (4.21)$$

Usando este procedimento e na ausência de restrições, a lei de controle ótima se resume na seguinte equação (NORMEY-RICO, 1998):

$$\mathbf{D}u(t) = \sum_{i=1}^{na+1} ly_i \hat{y}(t+d-i+1|t) + \sum_{i=1}^{nb} lu_i \mathbf{D}u(t-1) + \sum_{i=1}^N f_i w(t+d+i) \quad (4.22)$$

onde ly_i , lu_i e f_i são os coeficientes calculados a partir de a_i , b_i e do ajuste das ponderações e horizontes. As predições da saída da planta se calculam usando o mesmo procedimento que no preditor de Smith (SMITH, 1958):

se calcula a predição $\hat{y}_0(t+d-i|t)$ para $i = 0, 1, \dots, na$ usando o modelo de malha aberta da planta $A(z^{-1})y(t) = z^{-d}B(z^{-1})u(t-1)$;

se corrige cada predição de malha aberta somando a diferença entre a saída do modelo e a do processo, isto é, para $i = 0, 1, \dots, na$, se calcula:

$$\hat{y}(t+d-i|t) = \hat{y}_0(t+d-i|t) + y(t-i) - \hat{y}_0(t-i) \quad (4.23)$$

Para melhorar a robustez do sistema, é possível incluir um filtro passa-baixa F no controlador o qual é utilizado para filtrar o erro entre o modelo e o processo $e(i) = y(t-i) - \hat{y}_0(t-i)$ antes de somar ao valor da predição em malha aberta (NORMEY-RICO & CAMACHO, 1999). O filtro F pode ser usado para aumentar o valor do índice de robustez do sistema de controle na faixa de frequências desejadas sem alterar o comportamento nominal as trocas de referências, porém se modifica a rejeição de perturbações, como sucede também em GPC (YOON & CLARKE, 1995).

4.7.2 – Ajuste Robusto dos Parâmetros do SPGPC

Como já foi mencionado, o ajuste do controlador preditivo depende fundamentalmente dos horizontes de controle (N), das ponderações (λ) e dos filtros do preditor (F).

Neste trabalho a análise do ajuste destes parâmetros considera que a dinâmica do processo pode ser aproximada por um sistema de primeira ordem com atraso:

$$P_n(s) = \frac{K}{1+Ts} e^{-Ls} \quad (4.24)$$

O modelo discreto, para período de amostragem T_s , do processo e segurador de ordem zero é dado por:

$$P_n(z) = \frac{b}{z-a} z^{-d} \quad (4.25)$$

Assim tendo em conta o tipo de processo em estudo, os horizontes do SPGPC se elegem como $N_1 = d+1$, $N_2 = d+N$, de tal forma que se considera as predições somente depois de transcorrido o tempo morto e se simplifica o ajuste a um único horizonte. O valor de N se eleger então considerando uma janela de tempo que captura a dinâmica transitória do sistema (normalmente um valor entre 10 e 15).

Com estes parâmetros já fixados, o ajuste final do controle se tem elegendo adequadamente I e o filtro de robustez F . Supondo que o módulo do erro de modelagem, relativo ao modelo do processo, pode ser limitado superiormente no domínio da frequência por uma função $dP(w)$ (MORARI & ZAFIRIOU, 1989):

$$dP(w) < I_r(w) = \frac{|1 + C(e^{jw})G_n(e^{jw})|}{|C(e^{jw})G_n(e^{jw})F(e^{jw})|} ; \quad \forall w \in [0, p/T] \quad (4.26)$$

onde G_n é o modelo do processo sem atraso e C é o controle primário equivalente do controlador SPGPC como mostrado na figura 4.10:

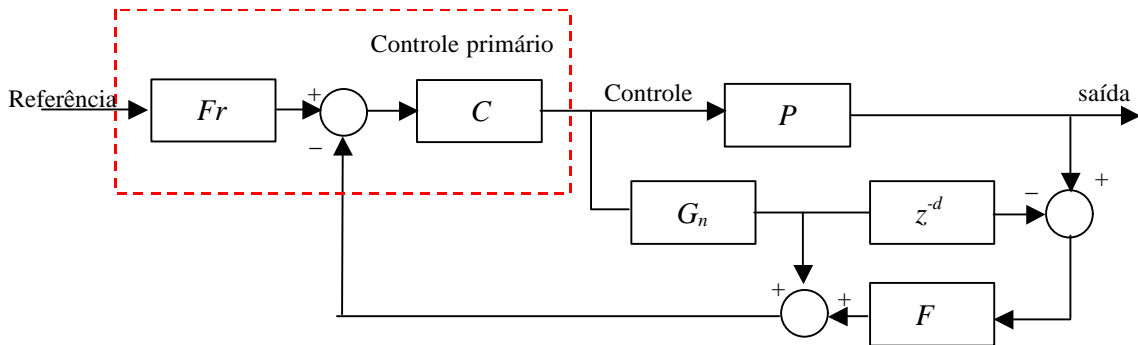


Figura 4.10 – Estrutura do SPGPC

Neste esquema, C depende apenas do modelo sem atraso e de I (NORMEY-RICO & CAMACHO, 1999). O efeito de I na robustez do sistema se estuda analisando a forma de $I_r(w)$ para diferentes valores de I com $F = 1$ conforme figura 4.11:

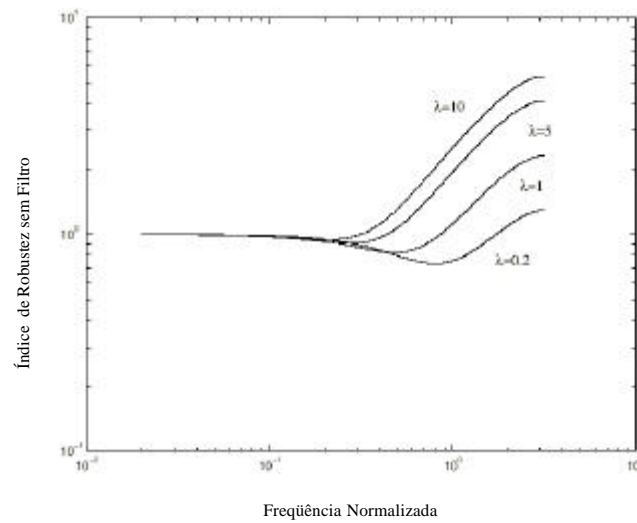


Figura 4.11 – I_r para variações de I

e para $I = 1$ e diferentes filtros do tipo $F = \frac{(1-b)z}{z-b}$ (ver figura 4.12).

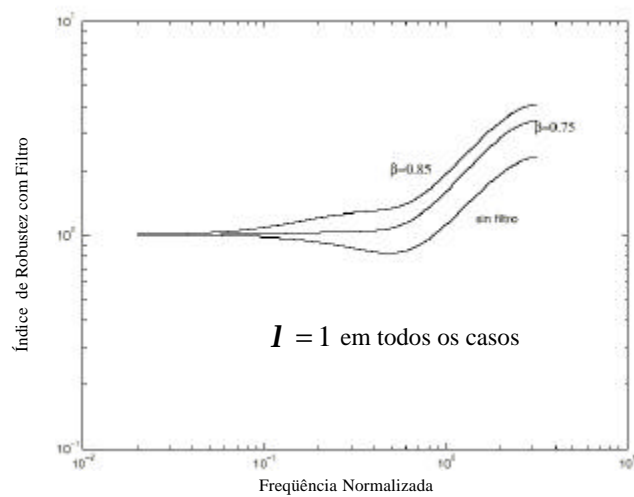
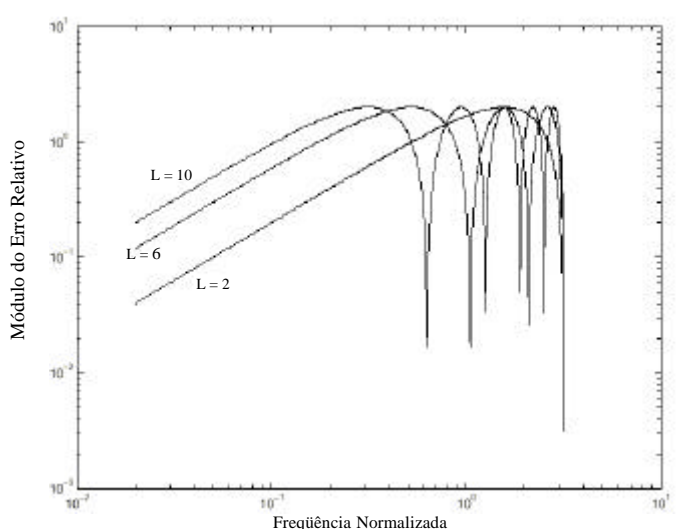


Figura 4.12 – I_r para variações de b

Na figura 4.13 se mostra os valores de dP para diferentes valores de L , um ganho fixo e erros na estimação de atraso de 20 %.

Figura 4.13 – Erro de modelagem dP

Como se observa nas figuras, o ajuste de I não permite uma suficiente melhora na robustez do controlador na faixa de frequência de interesse, onde o erro de modelagem é mais importante (entre 0,1 e 1). Por outro lado, o ajuste do filtro de robustez permite modificar consideravelmente o I_r na mesma faixa. A outra vantagem de utilizar um filtro para este propósito é que o comportamento nominal do sistema ao seguimento de referência não se modifica.

Assim, se propõe utilizar o ajuste de I apenas para ponderar o esforço de controle e o ajuste de b para conseguir a condição de robustez desejada. Desta forma o controlador resultante tem apenas dois parâmetros de ajuste que tem um significado físico para o operador (I e b). No próximo capítulo, mostra-se como ajustar o SPGPC e compara-se o comportamento obtido com o dos PIDs.

4.8 - CONCLUSÃO

Os métodos de ajuste de controladores PID mais conhecidos e utilizados no meio industrial têm como grande vantagem a simplicidade, porém não permitem utilizar especificações de controle diferentes e mais apropriadas para uma dada aplicação. Por este motivo, eles são geralmente usados como ponto de partida para ajustes empíricos baseados no conhecimento do processo por parte do operador. Já os métodos mais modernos, e também menos conhecidos e utilizados, têm uma série de vantagens sobre os métodos anteriores por permitirem maior liberdade no ajuste e a obtenção de um conjunto maior de especificações.

Por outro lado, os algoritmos mais modernos, como o SPGPC, permitem ajustes bastantes simples para processos de primeira ordem com atraso, considerando simultaneamente o erro de modelagem e a ponderação simultânea do erro de seguimento e da ação de controle, obtendo assim um compromisso entre comportamento, robustez e redução no consumo de combustível (gás natural).

No próximo capítulo, avalia-se o desempenho desses métodos de controle e aponta-se a solução mais adequada para o processo, levando em consideração os objetivos traçados anteriormente.

5. AVALIAÇÃO DOS AJUSTES DOS CONTROLADORES

5.1 - INTRODUÇÃO

No capítulo anterior, apresentaram-se alguns métodos para o ajuste de controladores PI e PID bastante usados em ambientes industriais. Para verificar se estas propostas realmente estão de acordo com as especificações de desempenho exigidas no processo de secagem de peças cerâmicas, é necessário que as mesmas sejam testadas e avaliadas. Para realizar estas avaliações, foram executados testes simulados e experimentais. Apresentam-se neste capítulo os resultados da análise comparativa .

Este capítulo está organizado da seguinte forma. Na seção 5.2 serão comparados os resultados encontrados para os diferentes ajustes do controlador PI e na seção 5.3 os correspondentes ao controlador PID. A comparação entre os controladores projetados considera o seguimento de referências, a rejeição de perturbações e o esforço de controle. Como resultado deste estudo escolhem-se os métodos de ajuste dos controladores PI e PID que apresentam melhor desempenho.

Utilizando o método escolhido, estuda-se, na seção 5.4, a robustez da solução para cada caso, fazendo os ajustes necessários para obter um compromisso entre a performance e a robustez dos controladores.

Na seção 5.5 apresenta-se o projeto do controlador preditivo generalizado baseado no preditor de Smith, comparando-o com o controlador PID ajustado. Assim procura-se mostrar as vantagens que este tipo de controlador tem em relação aos demais controladores aqui estudados, principalmente no que se refere a economia de combustível.

Na seção 5.6 apresentam-se os resultados experimentais com a utilização do controlador PI analógico instalado no processo, mostrando o desempenho do sistema nas condições anteriores e posteriores aos ajustes propostos para este controlador. Por fim, a seção 5.7 apresenta as conclusões do capítulo.

5.2 - AJUSTE DO CONTROLADOR PI

Utilizando os métodos de ajuste vistos no capítulo anterior, mostram-se nas tabelas 5.1, 5.2 e 5.3 os valores calculados dos parâmetros dos controladores para cada caso:

Métodos/Parâmetros	K_c	T_i
Ziegler/Nichols	34,652	51,048
Cohen-Coon	35,341	35,339
ITAE – Referência	19,826	71,808
ITAE – 2 DOF	31,923	37,216
IMC ($I = 26,061$)	25,079	79,085

Tabela 5.1 – Valores dos parâmetros K_c e T_i do controlador PI para o caso $P(s)_T$

Métodos/Parâmetros	K_c	T_i
Ziegler/Nichols	9,99	49,95
Cohen-Coon	10,198	34,072
ITAE – Referência	5,739	67,08
ITAE – 2 DOF	9,213	35,858
IMC ($I = 25,5$)	7,29	74,1

Tabela 5.2 – Valores dos parâmetros K_c e T_i do controlador PI para o caso $P(s)_A$

Métodos/Parâmetros	K_c	T_i
Ziegler/Nichols	9,29	64,1
Cohen-Coon	9,44	46,92
ITAE – Referência	5,22	109,19
ITAE – 2 DOF	8,52	49,78
IMC ($I = 32,72$)	6,6	118,92

Tabela 5.3 – Valores dos parâmetros K_c e T_i do controlador PI para o caso $P(s)_B$

Para avaliar o comportamento dos diferentes controladores realizaram-se diversas simulações. A seguir apresentam-se graficamente somente os melhores resultados dos métodos estudados, no que se refere ao comportamento em malha fechada do sistema de secagem de peças cerâmicas para seguimento de referência, rejeição a perturbações e o esforço de controle nos casos $P(s)_T$, $P(s)_A$ e $P(s)_B$. Em todos estes casos aplicou-se para a simulação, um degrau unitário na entrada e uma perturbação unitária no tempo de 500.

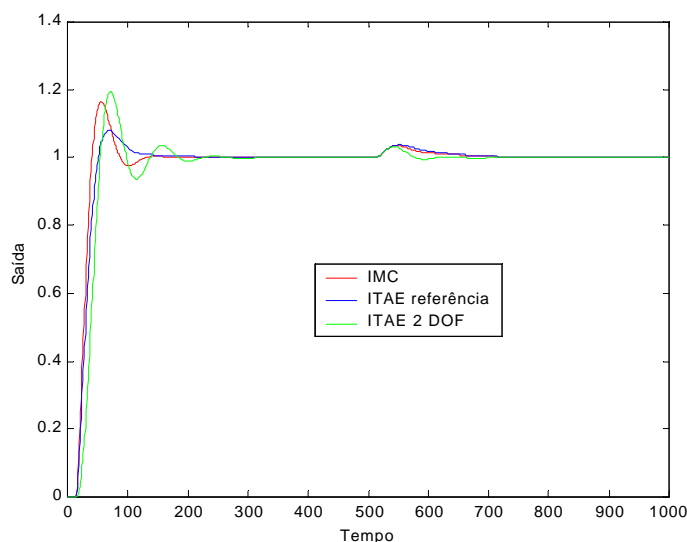
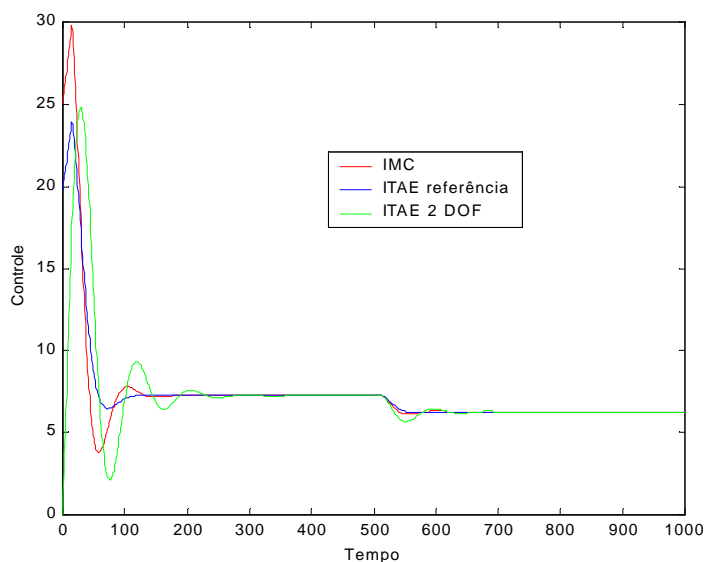


Figura 5.1 – Desempenho dos controladores PI em relação ao processo $P(s)_T$



5.2 – Esforço de controlador PI para o processo $P(s)_T$

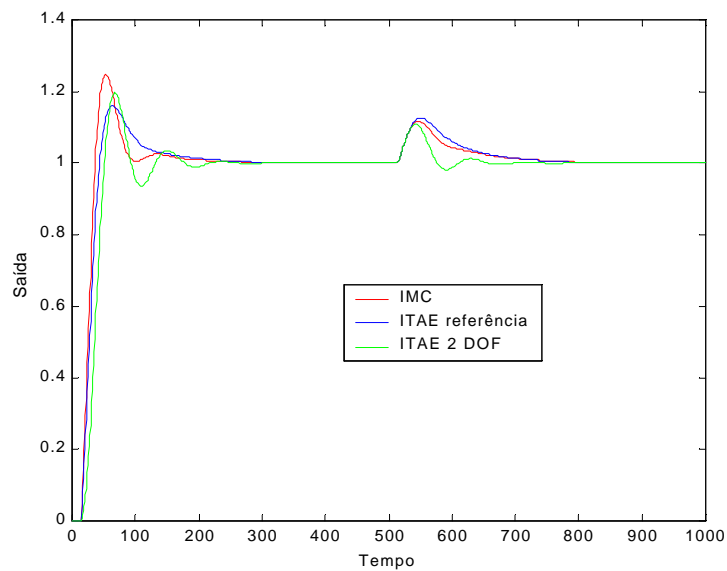
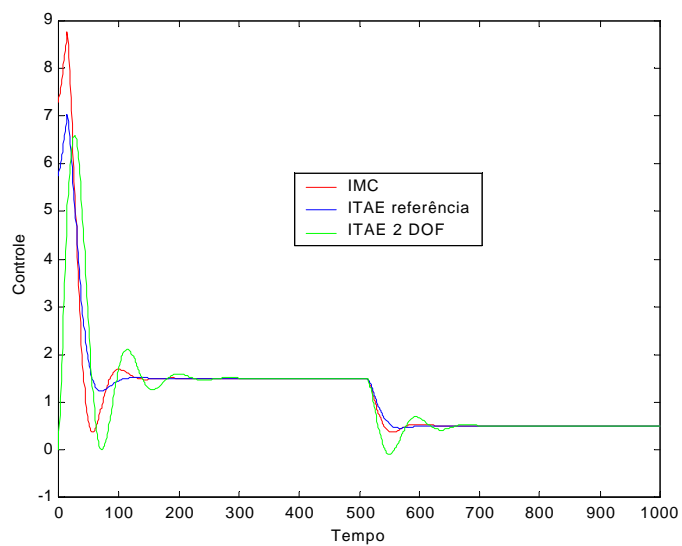


Figura 5.3 – Desempenho dos controladores PI em relação ao Caso $P(s)_A$



5.4 – Esforço de controlador PI para o processo $P(s)_A$

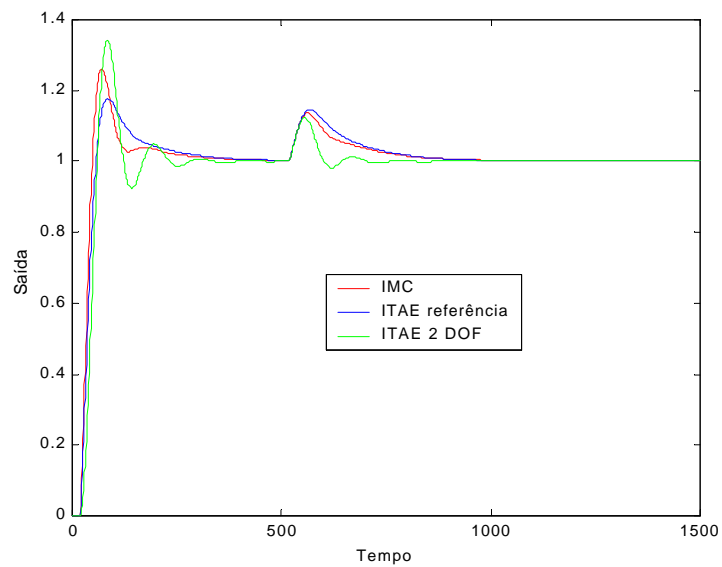
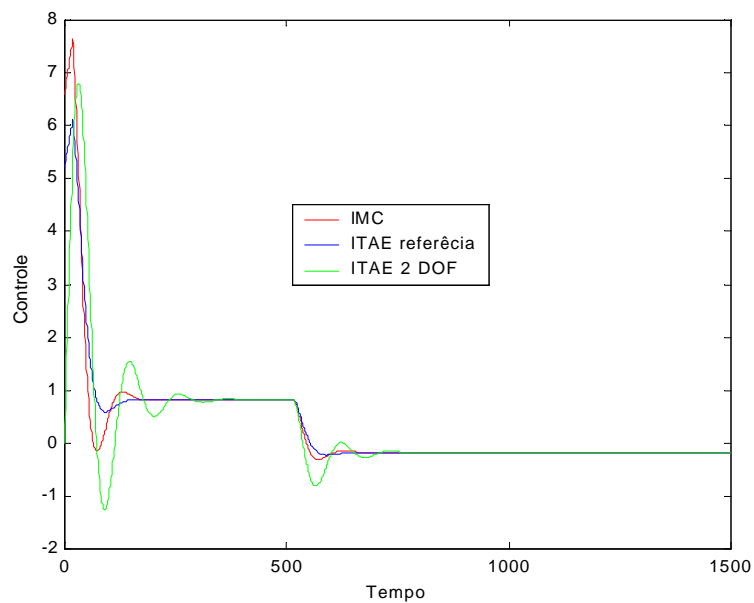


Figura 5.5 – Desempenho dos controladores PI em relação ao processo $P(s)_B$



5.6 – Esforço de controlador PI para o processo $P(s)_B$

A partir dos resultados obtidos, observa-se que o método ITAE-2DOF é o que apresenta o melhor desempenho em relação à perturbação. Isto é um fator importante no processo de secagem de peças cerâmicas, pois freqüentemente ocorre este tipo de situação. Esta solução de dois graus de liberdade permite também ajustar satisfatoriamente as respostas para seguimento de referências e esforço de controle. Nas simulações o filtro usado na referência foi:

$$F(s) = \frac{1}{25s + 1} \quad (5.1)$$

5.3 - AJUSTES PARA O CONTROLADOR PID

Da mesma forma que na seção anterior mostram-se nas tabelas 5.4, 5.5 e 5.6 os valores calculados dos parâmetros dos controladores PID para cada caso:

Métodos/Parâmetros	K_c	T_i	T_d
Ziegler/Nichols	46,203	30,66	7,66
Cohen-Coon	53,403	34,674	5,365
Haalman	3,508	80,669	7,558
ITAE – Referência	29,724	96,847	5,266
ITAE – 2 DOF	48,156	27,247	5,885
IMC ($I = 3,832$)	34,108	79,085	6,922
Astrom e Hagglund $M_s = 1,4$ ($b = 0,45$)	41,939	49,161	11,25
Astrom e Hagglund $M_s = 2,0$ ($b = 0,247$)	81,102	36,6	9,308

Tabela 5.4 – Valores dos parâmetros K_c , T_i e T_d do controlador PID para o caso $P(s)_T$

Métodos/Parâmetros	K_c	T_i	T_d
Ziegler/Nichols	13,32	30	7,5
Cohen-Coon	15,425	33,797	5,239
Haalman	5,233	91,06	14,81
ITAE – Referência	8,629	90,502	5,135
ITAE – 2 DOF	13,918	26,326	5,757
IMC ($I = 3,75$)	9,88	74,1	6,74
Astrom e Hagglund $M_s = 1,4$ ($b = 0,454$)	11,59	47,102	10,875
Astrom e Hagglund $M_s = 2,0$ ($b = 0,248$)	22,366	35,359	8,978

Tabela 5.5 – Valores dos parâmetros K_c , T_i e T_d do controlador PID para o caso $P(s)_A$

Métodos/Parâmetros	K_c	T_i	T_d
Ziegler/Nichols	13,57	34	8,5
Cohen-Coon	15,323	40,399	6,087
Haalman	6,99	110,1	24,701
ITAE – Referência	7,635	264,373	6,237
ITAE – 2 DOF	13,47	38,514	6,55
IMC ($I = 4,25$)	9,434	208,5	8,153
Astrom e Hagglund $M_s = 1,4$ ($b = 0,412$)	23,444	72,121	14,337
Astrom e Hagglund $M_s = 2,0$ ($b = 0,231$)	47,917	48,12	12,572

Tabela 5.6 – Valores dos parâmetros K_c , T_i e T_d do controlador PID para o caso $P(s)_B$

Os mesmos testes de simulação realizados com os controladores PI foram repetidos com os controladores PID. Os resultados mostram-se a continuação.

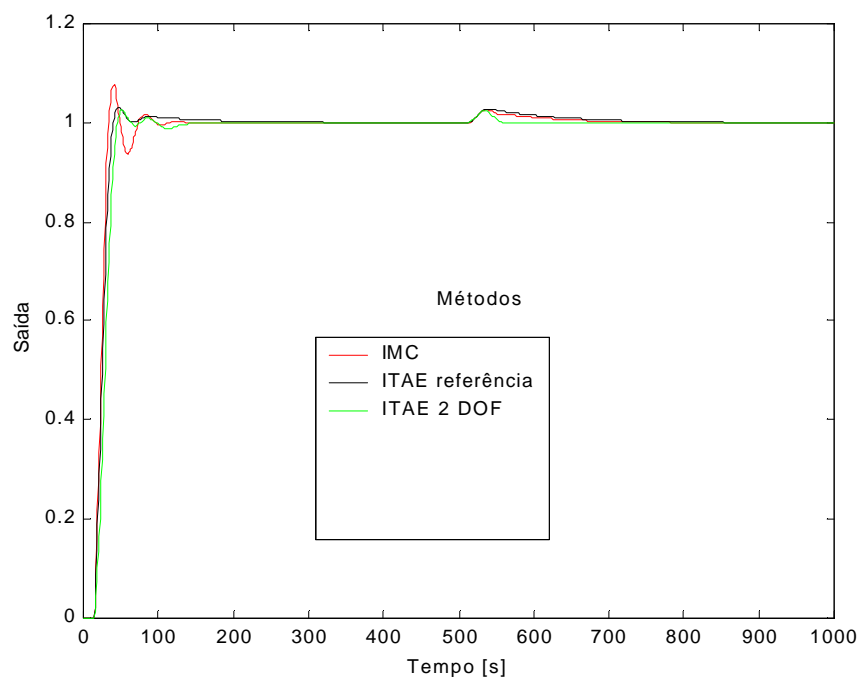
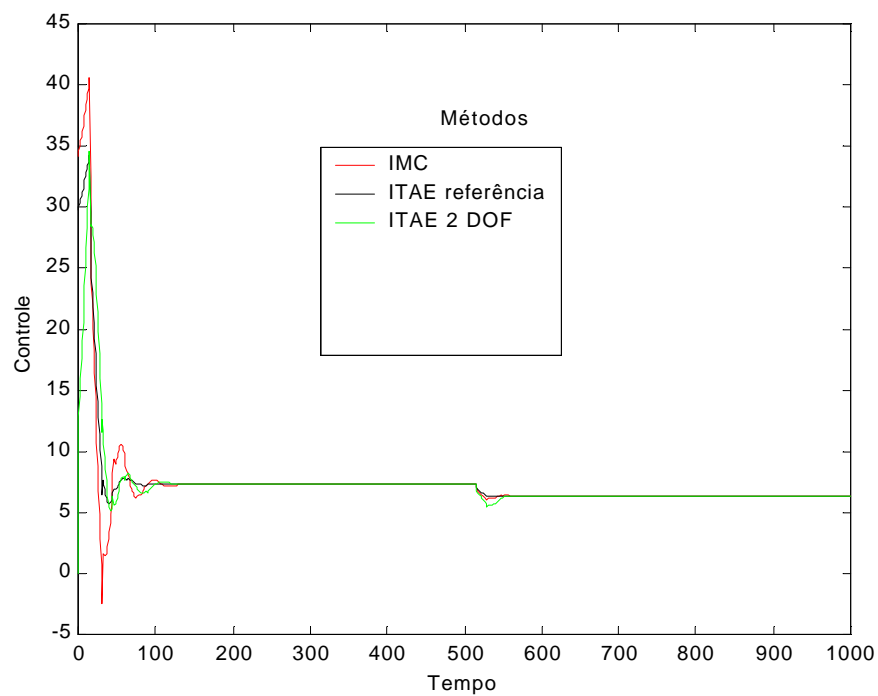


Figura 5.7 – Desempenho dos controladores PID em relação ao processo $P(s)_T$



5.8 – Esforço do controlador PID para o processo $P(s)_T$

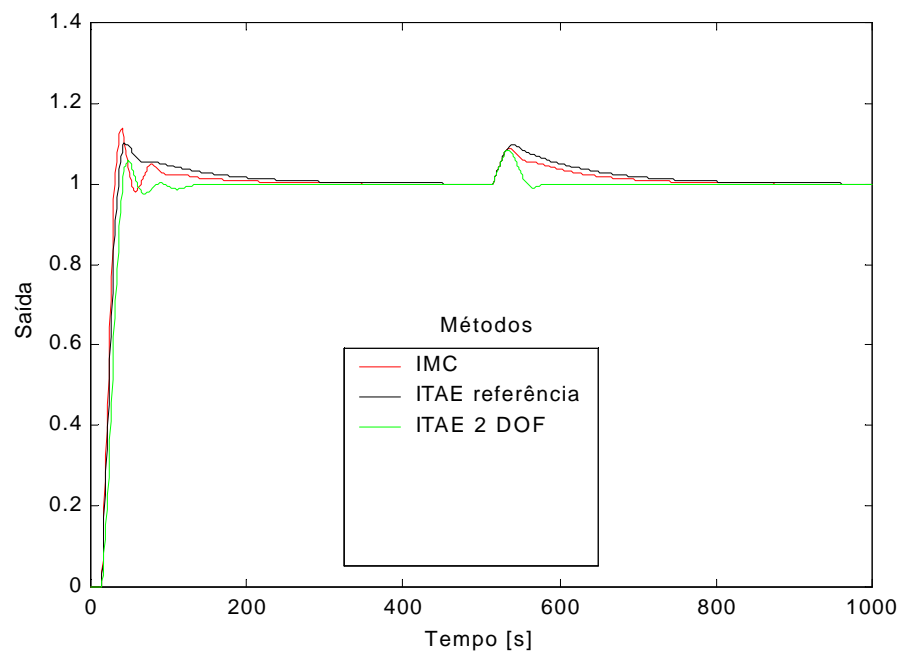
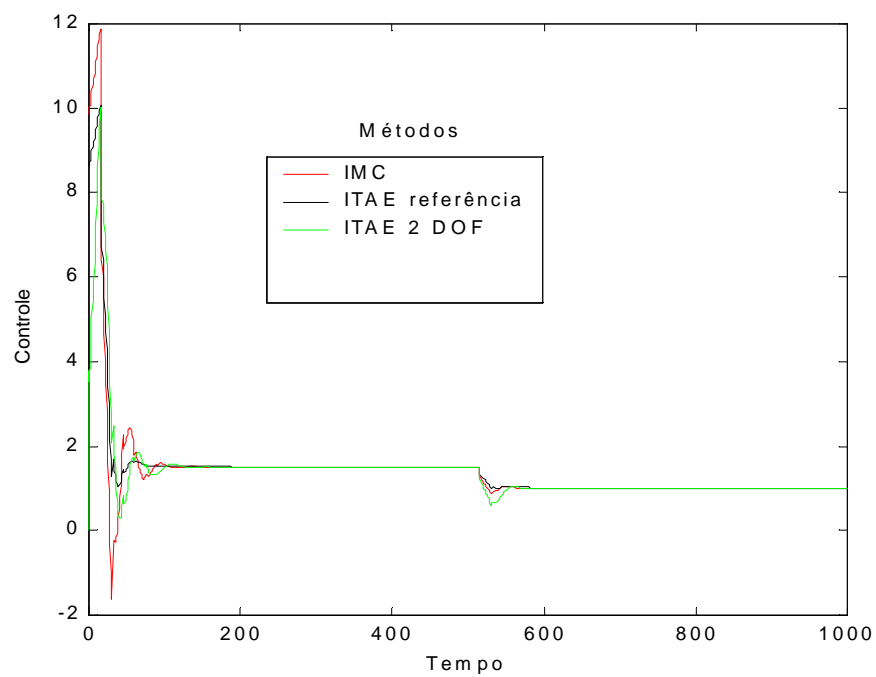


Figura 5.9 – Desempenho dos controladores PID em relação ao processo $P(s)_A$



5.10 – Esforço do controlador PID para o processo $P(s)_A$

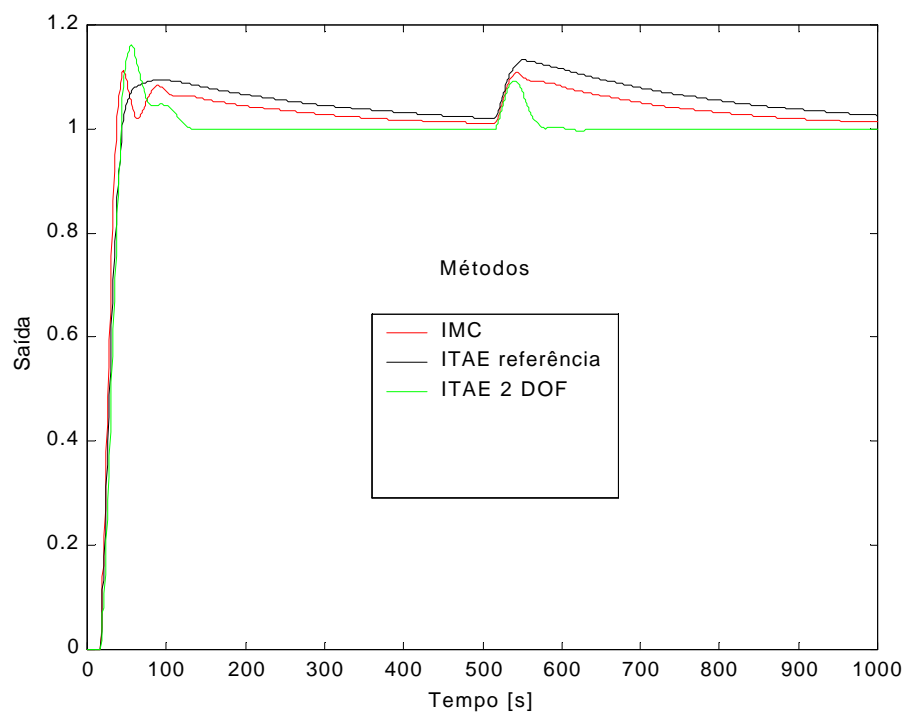
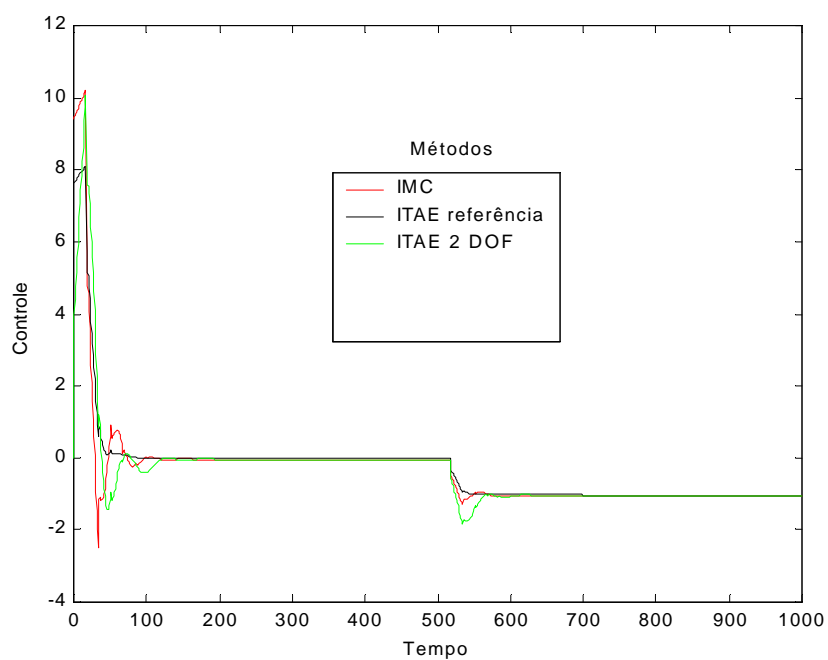


Figura 5.11 – Desempenho dos controladores PID em relação ao processo $P(s)_B$



5.12 – Esforço do controlador PID para o processo $P(s)_B$

Observa-se também que para o controlador PID o método ITAE-2DOF é o que apresenta o melhor desempenho em relação à perturbação. Da mesma forma que no caso do controlador PI, esta solução de dois graus de liberdade permite ajustar satisfatoriamente as respostas para seguimento de referências e esforço de controle.

5.4 - ESTUDO DA ROBUSTEZ DAS SOLUÇÕES

Nesta seção será apresentado um estudo da robustez dos controladores PI e PID para as melhores soluções da seção anterior em cada caso.

Para o estudo da robustez das soluções supõe-se que a planta pode ser representada por uma família de funções de transferência. No caso particular do secador considera-se que cada função de transferência (F.T.) identificada $G_i(s)$ é um elemento da família e que a F.T. escolhida para o ajuste dos controladores é o modelo nominal $G(s)$. Desta forma pode-se escrever que:

$$G_i(s) = G(s) + DG(s) = G(s) (1 + dG(s)) \quad (5.2)$$

o qual permite definir um erro de modelagem entre o processo real e o modelo que é, na sua forma multiplicativa, representado por $dG(s)$. Utilizando um diagrama de Nyquist do sistema controlado pelo PI ou PID (que denomina-se aqui $C(s)$) é possível definir um índice de robustez para o controlador como:

$$Ir = \left| \frac{1 + G(jw).C(jw)}{G(jw).C(jw)} \right| \quad w \in [0, \infty) \quad (5.3)$$

de forma tal que para que o controlador mantenha a robustez de malha fechada para quaisquer planta da família é necessário que se verifique:

$$Ir > \max |dG(jw)| \quad w \in [0, \infty) \quad (5.4)$$

Em geral quando deseja-se que o sistema de controle mantenha uma resposta pouco oscilatória e não apenas estável, define-se uma distância mínima entre o índice de robustez e o erro de modelagem:

$$Ir > \max |dG(jw)| + e_0 \quad w \in [0, \infty) \quad (5.5)$$

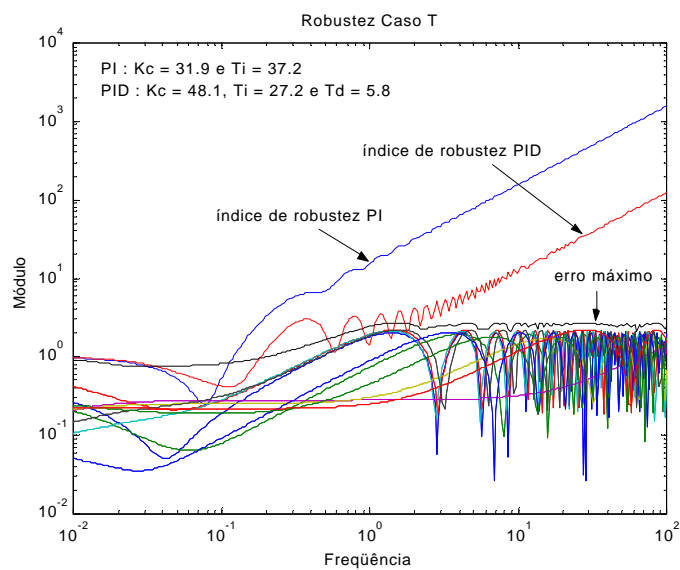
Assim, denominando de erro máximo à função da frequência obtida como:

$$erro_max = \max |dG(jw)| + e_0 \quad w \in [0, \infty) \quad (5.6)$$

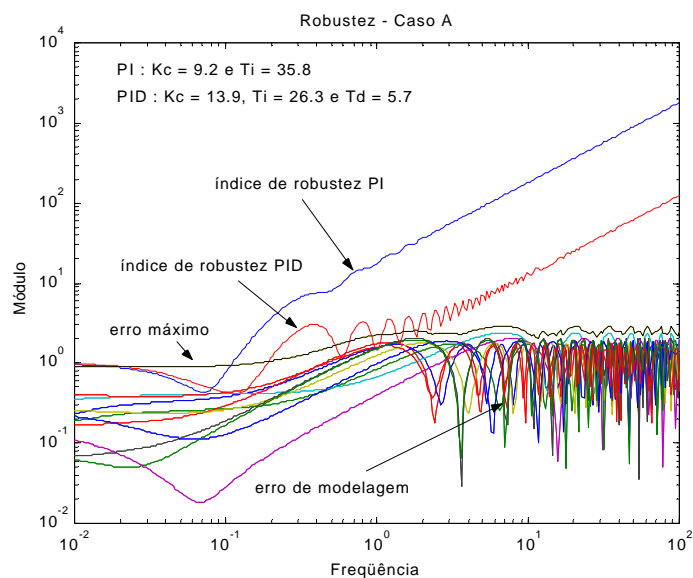
para um dado e_0 , é possível analisar a robustez do controlador e ajusta-lo adequadamente utilizando gráficos no domínio da frequência com os valores de Ir e $erro_max$.

Além disso deve observar-se que o índice de robustez do controlador é a inversa do módulo da F.T. de malha fechada do sistema pelo que o próprio índice pode ser usado como uma medida de comportamento em malha fechada. Nota-se que sempre existe um compromisso entre robustez e comportamento pois uma maior frequência de corte do sistema em malha fechada implica em menores valores do Ir e consequentemente em menor robustez.

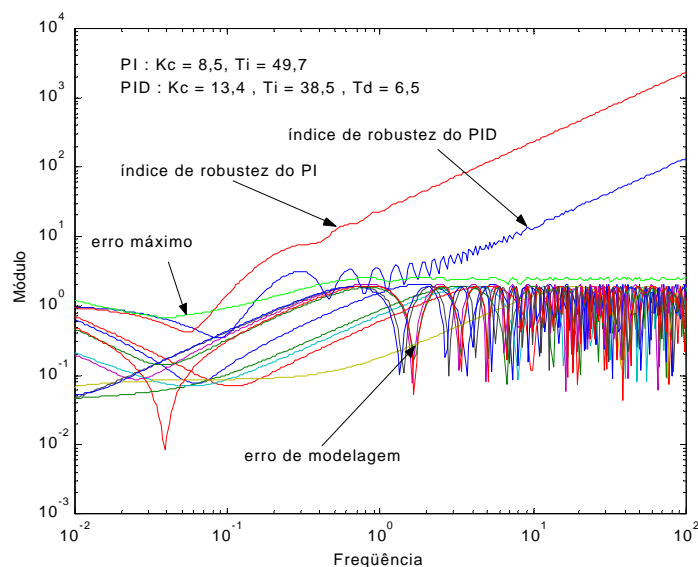
A seguir, o índice de robustez dos controladores PI e PID juntamente com o erro de modelagem e o erro máximo (para $e_0 = 0,5$) são mostrados para diferentes situações.



5.13 – Robustez dos controladores PI e PID para o processo $P(s)_T$

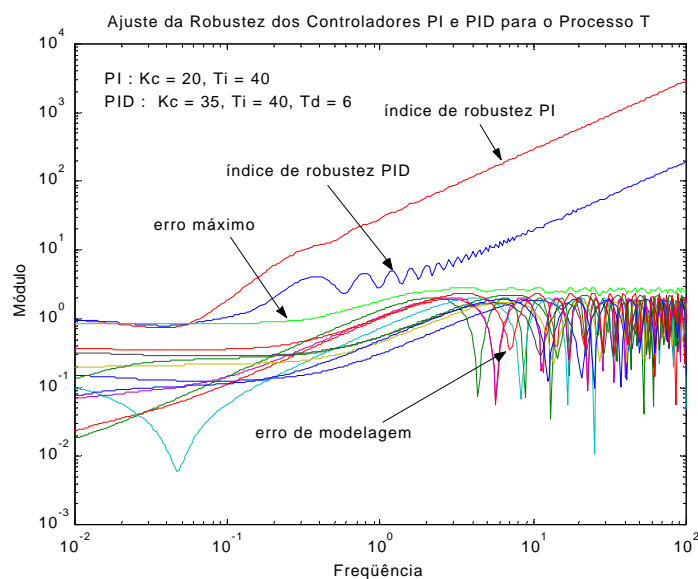


5.14 – Robustez dos controladores PI e PID para o processo $P(s)_A$

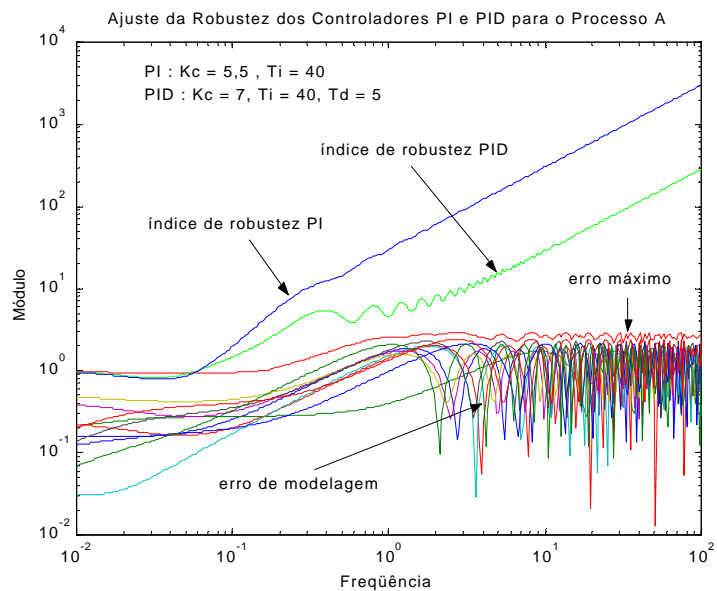


5.15 – Robustez dos controladores PI e PID para o processo $P(s)_B$

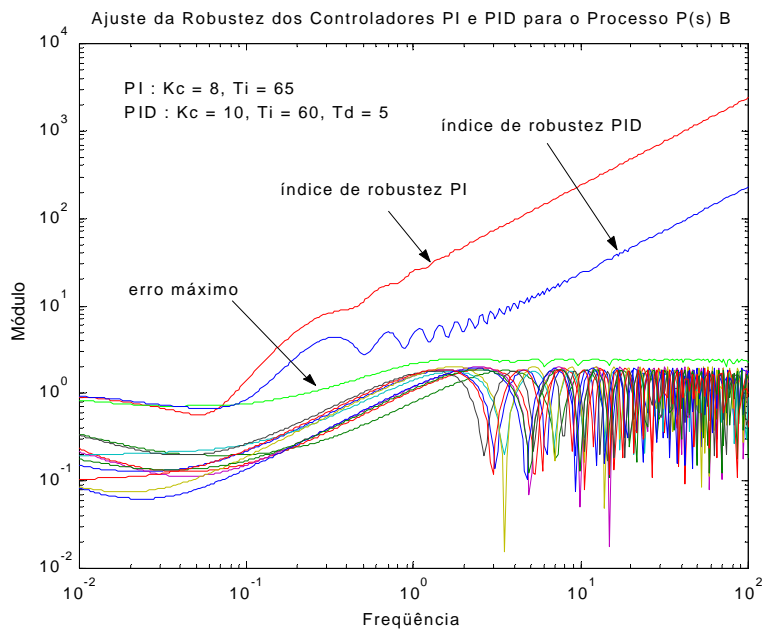
Observa-se que com os ajustes analisados nas seções anteriores os controladores não atendem a especificação de robustez, e em algumas situações levariam ao sistema à instabilidade. Para obter uma solução robusta do problema os controladores foram reajustados e os resultados se apresentam nos gráficos a seguir:



5.16 – Ajuste da robustez dos controladores PI e PID para o processo $P(s)_T$



5.17 – Ajuste da robustez dos controladores PI e PID para o processo $P(s)_A$



5.18 – Ajuste da robustez dos controladores PI e PID para o processo $P(s)_B$

Das figuras observa-se que sempre é possível acelerar a resposta do sistema com o uso da ação derivativa do PID. Deve ser ressaltado que o ajuste destes controladores não é ótimo e que poderia ser melhorado utilizando ferramentas mais complexas de cálculo para o coeficientes dos controladores. Porém, neste trabalho optou-se por uma metodologia simples e baseada em conceitos clássicos.

As respostas em malha fechada do secador com os novos ajustes mostram-se nas próximas figuras (5.19 a 5.24) para o modelo nominal nos casos A, B e T.

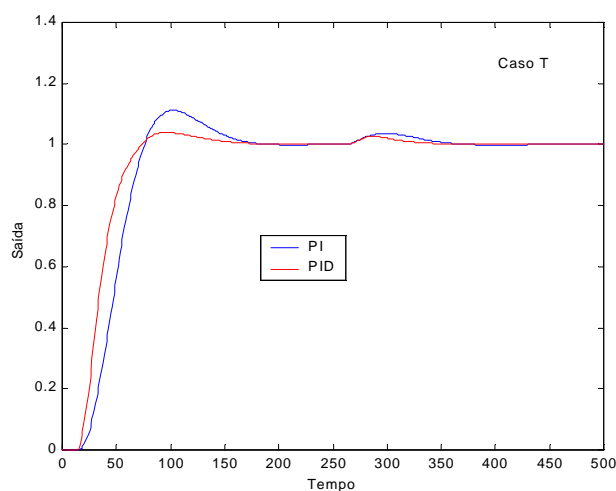


Figura 5.19 –Respostas dos Controladores Ajustados para o Modelo Nominal do Caso T

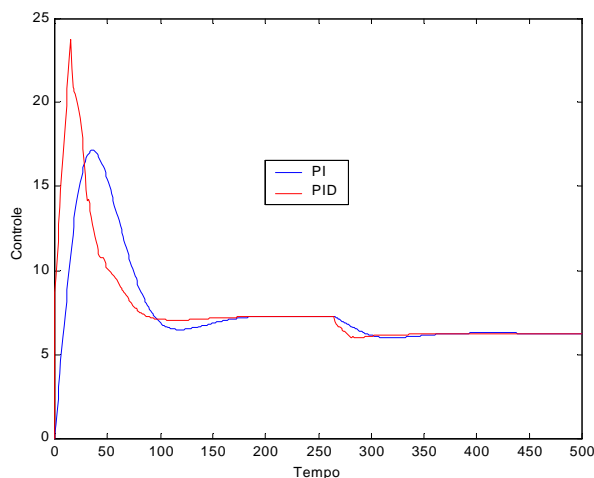


Figura 5.20 – Esforço de Controle para o Modelo Nominal do Caso T

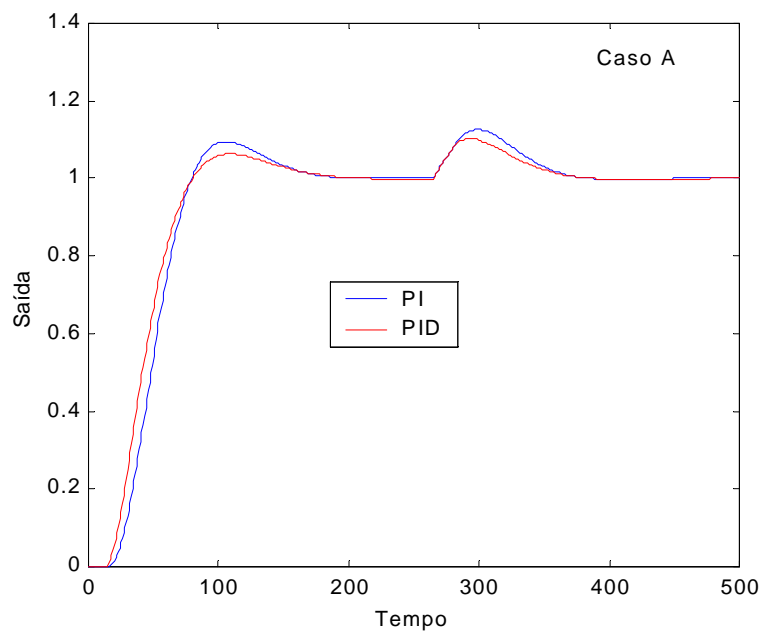


Figura 5.21 –Respostas dos Controladores Ajustados para o Modelo Nominal do Caso A

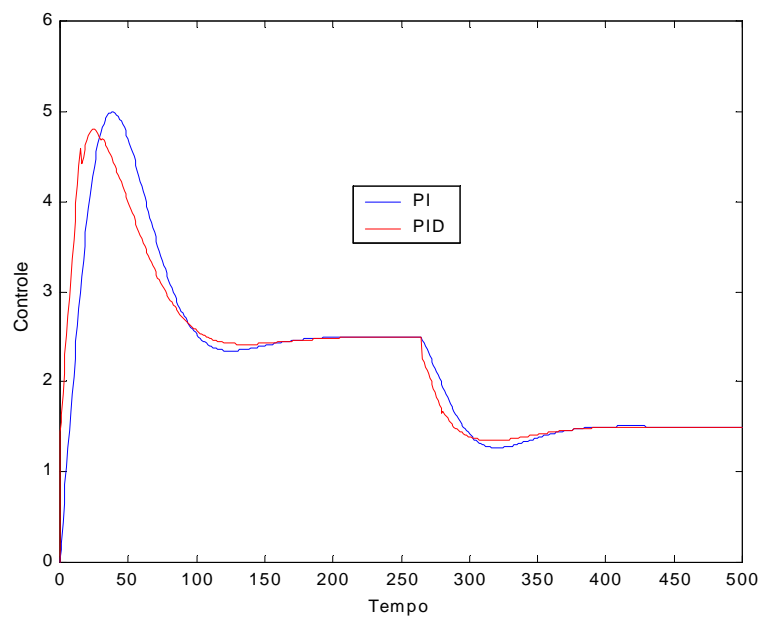


Figura 5.22 – Esforço de Controle para o Modelo Nominal do Caso A

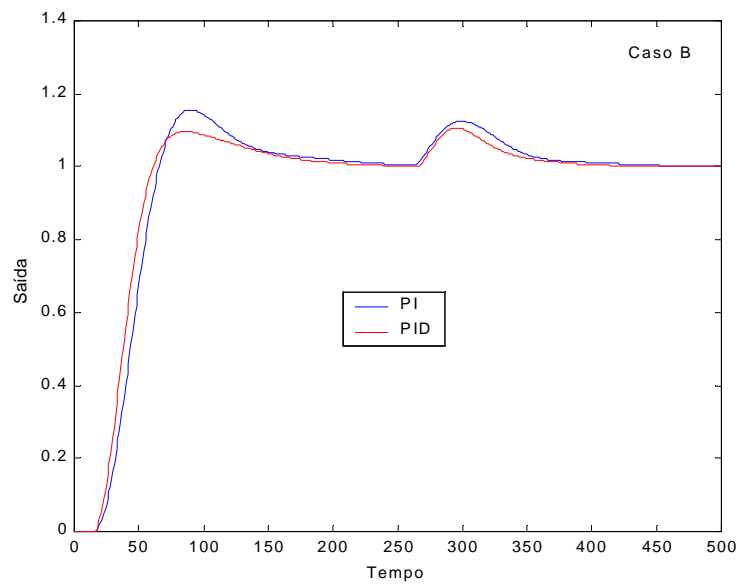


Figura 5.23 –Respostas dos Controladores Ajustados para o Modelo Nominal do Caso B

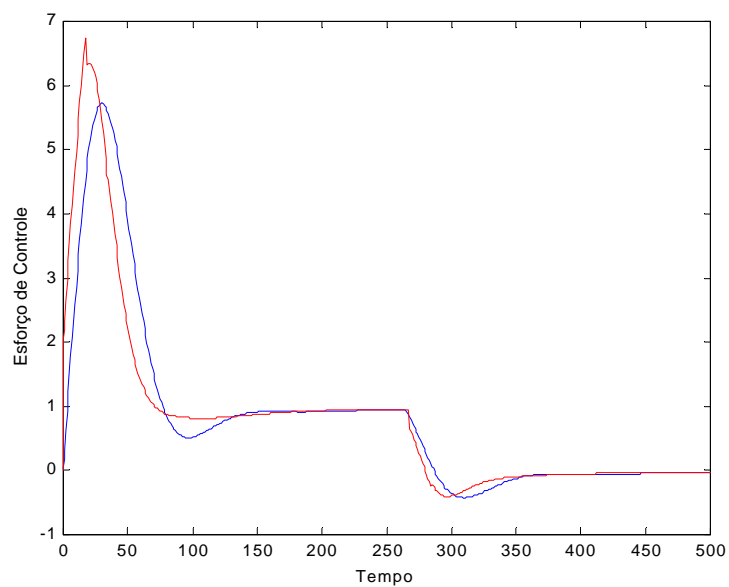


Figura 5.24 – Esforço de Controle para o Modelo Nominal do Caso B

Para comprovar o ajuste robusto mostram-se nas figuras 5.25 a 5.28 as respostas obtidas para diferentes modelos da família (os identificados no capítulo 3 e apresentados na tabela 3.1).

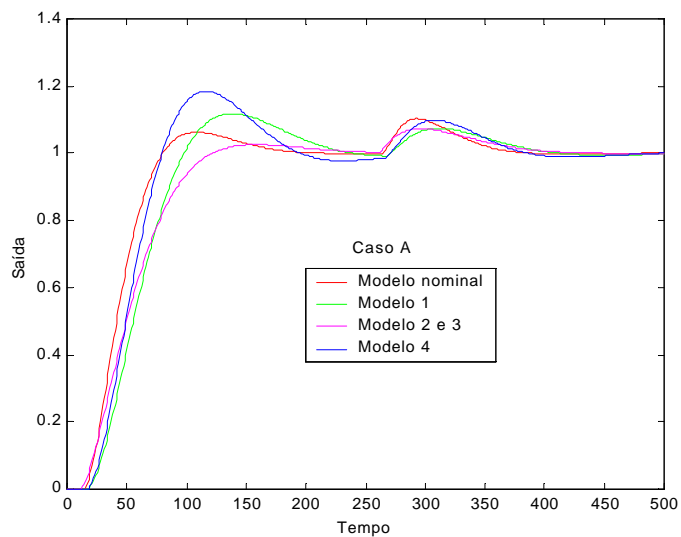


Figura 5.25 – Respostas dos Modelos de Primeira Ordem para o Caso A

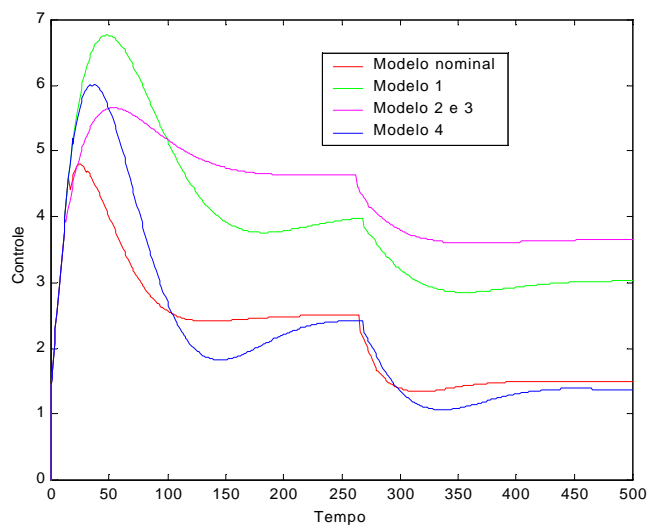


Figura 5.26 – Esforço de Controle dos Modelos de Primeira Ordem para o Caso A

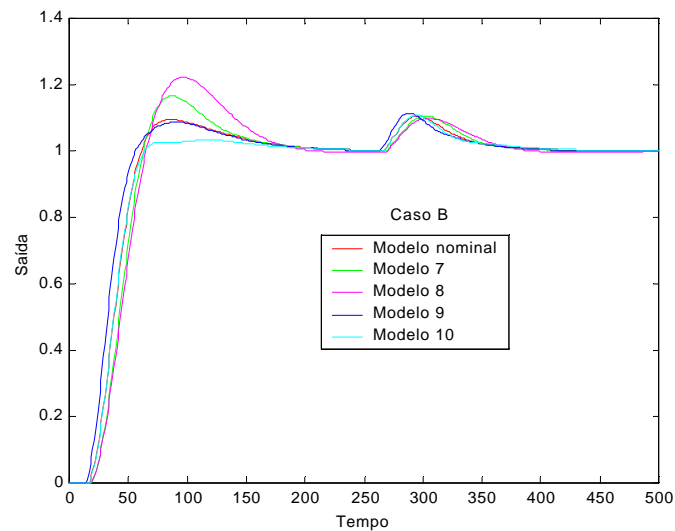


Figura 5.27 – Respostas dos Modelos de Primeira Ordem para o Caso B

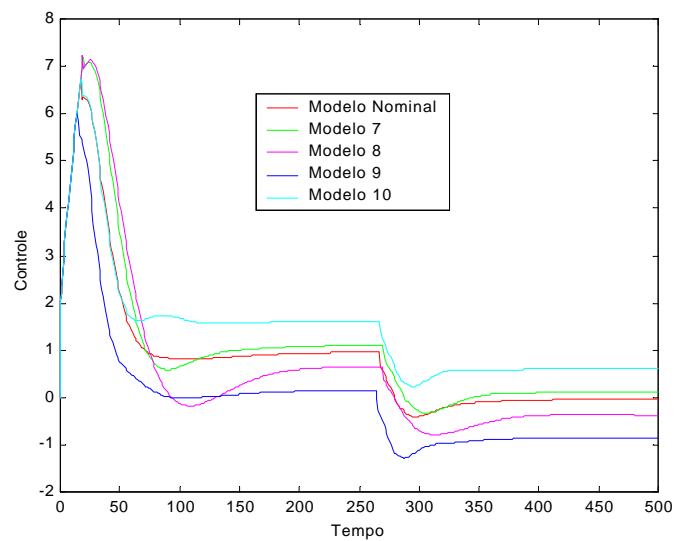


Figura 5.28 – Esforço de Controle dos Modelos de Primeira Ordem para o Caso B

Nota-se como já esperado, que as respostas dos controladores PID ajustados tiveram melhor desempenho em comparação com os controladores PI.

5.5 - CONTROLADOR PREDITIVO GENERALIZADO BASEADO NO PREDITOR DE SMITH (SPGPC)

O ajuste do SPGPC foi realizado como especificado no capítulo 4 para o modelo nominal do caso A do secador. Utilizando $N = 10$ e $b = 0,7$ mostra-se na figura 5.29 a resposta do sistema para diversos valores de λ , tanto para o seguimento de referências como para a rejeição de perturbações (observa-se que a seqüência de sinais de entrada e perturbação é a mesma que a utilizada para o teste dos controladores PID).

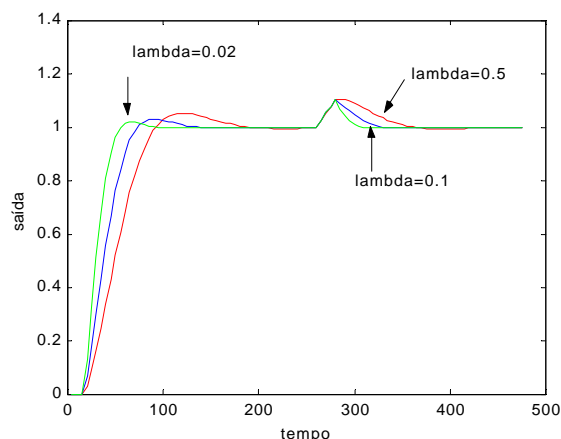


Figura 5.29 – Resposta do Sistema para Diversos Valores de Lambda

Assim é possível ajustar o esforço de controle e consequentemente o consumo de gás natural. Observa-se que para λ maiores o consumo diminui.

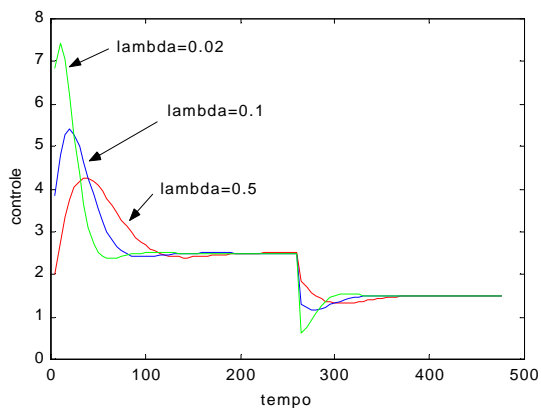
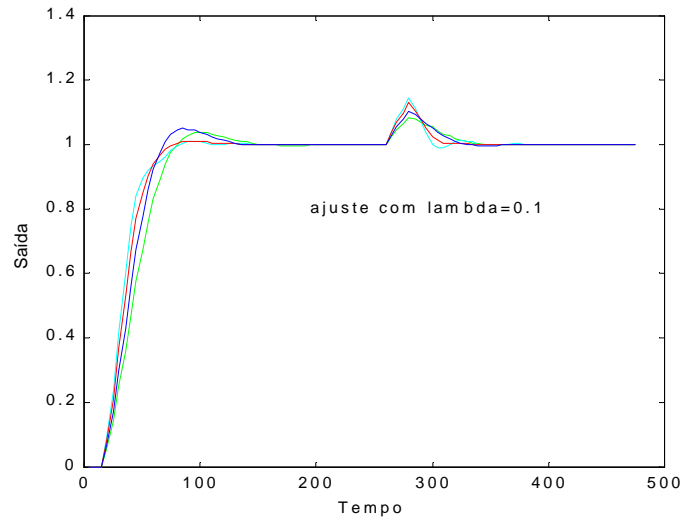


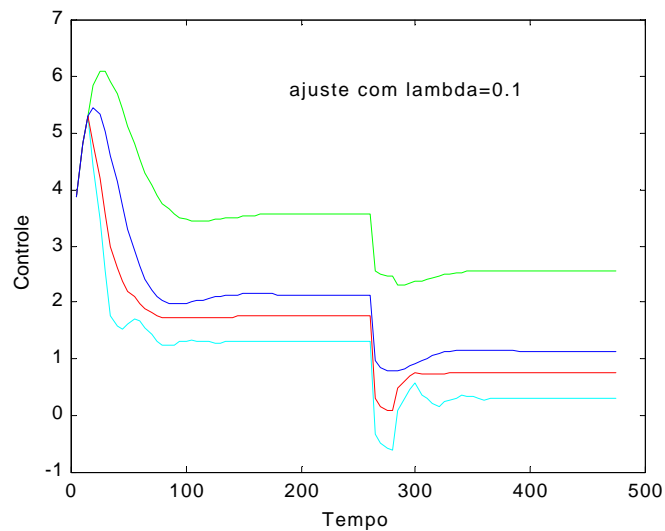
Figura 5.30 – Esforço do Controle para Diversos Valores de Lambda

Na prática deve ser utilizado um valor de I que apresente um bom compromisso entre a resposta dinâmica e o consumo.

Usando $I = 0,1$ analisa-se a robustez do sistema simulando o controlador com vários modelos do processo.



5.31 – Resposta para Diversos Modelos do Processo – Caso A



5.32 – Esforço de Controle para Diversos Modelos do Processo – Caso A

O comportamento pode ser comparado ao do PID a partir dos resultados apresentados nas figuras 5.31/5.32 e 5.25/5.26. Assim observa-se:

- o controle mais suave
- uma menor variação da resposta (melhor robustez)
- um melhor desempenho, principalmente na rejeição de perturbações, onde o GPC permite obter uma resposta de 20 a 30% mais rápida.

Utilizando os mesmos procedimentos citados anteriormente, pode-se projetar e ajustar este tipo de controlador para os modelos dos casos B e T. Mas como o objetivo proposto para este trabalho é apontar as vantagens do SPGCP em relação a outros controladores, estes casos não são apresentados.

5.6 - RESULTADOS EXPERIMENTAIS

Nesta seção apresentam-se os resultados experimentais com as modificações dos parâmetros dos controladores PI analógicos instalados no processo. Estes ajustes usaram como ponto de partida os valores de T_i e K_c calculados na seção 5.4. Como em toda aplicação real foi necessário realizar um reajuste de T_i e K_c de forma empírica. A tabela mostra os resultados destes ajustes:

	Parâmetros Analíticos		Parâmetros Aplicados	
	K_c (%)	T_i (s)	K_c (%)	T_i (s)
Caso A	5,5	40	4	45
Caso B	8	65	5	70
Caso T	20	40	19	45

Tabela 5.7 – Valores dos parâmetros analíticos e os aplicados (K_c e T_i) nos diversos casos

Os gráficos a seguir, demonstram o desempenho do controlador antes e depois dos ajustes efetuados.

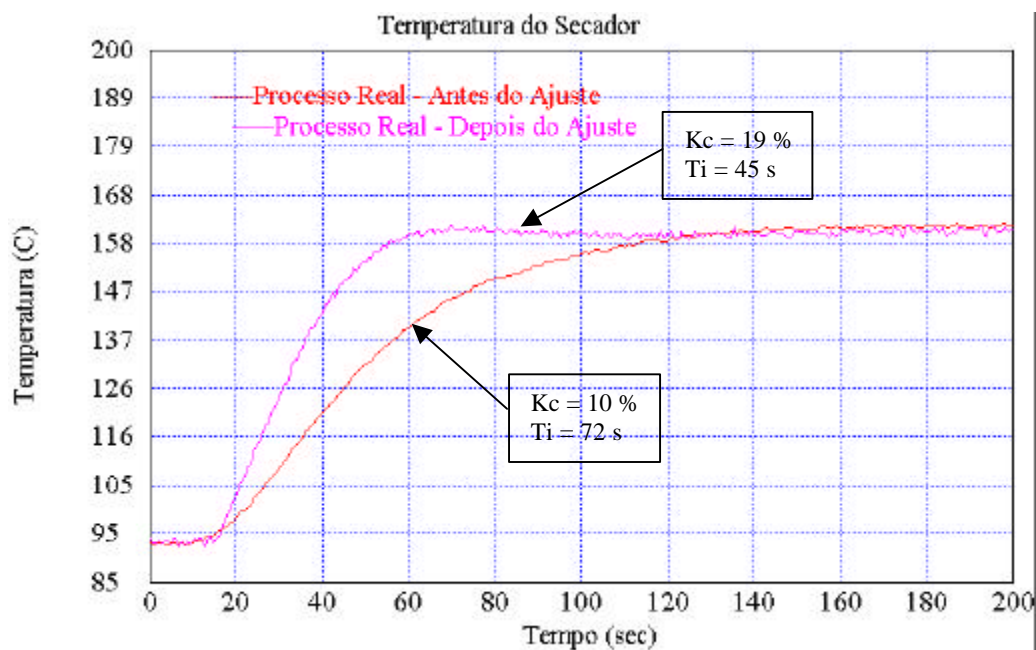


Figura 5.33 – Respostas do Caso T para os Controladores PI Analógico

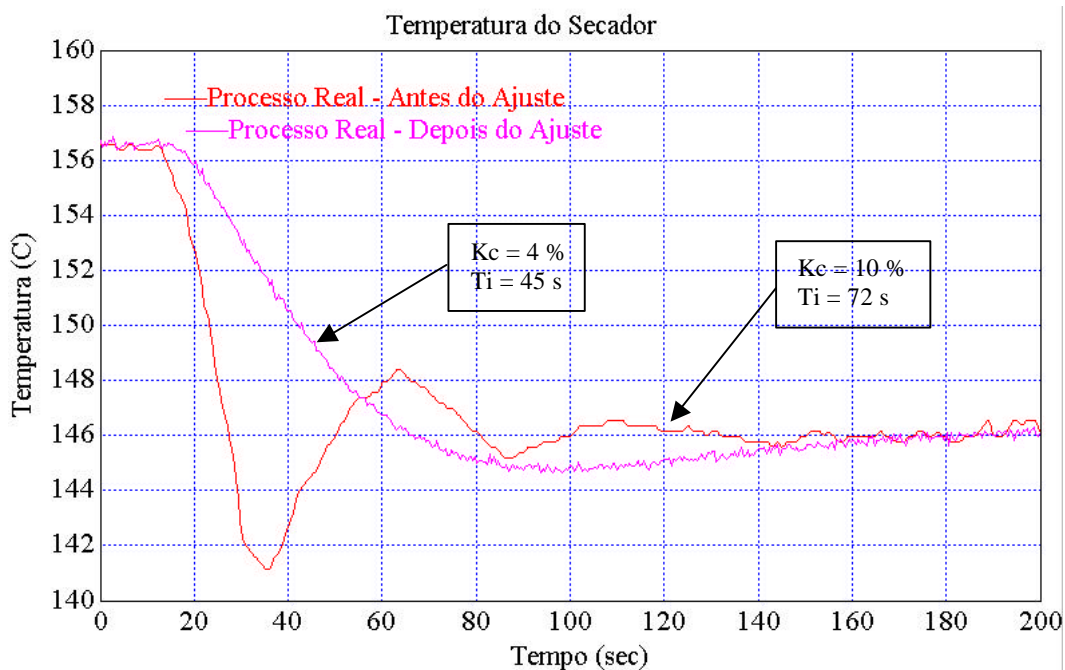


Figura 5.34 – Respostas do Caso A para os Controladores PI Analógico

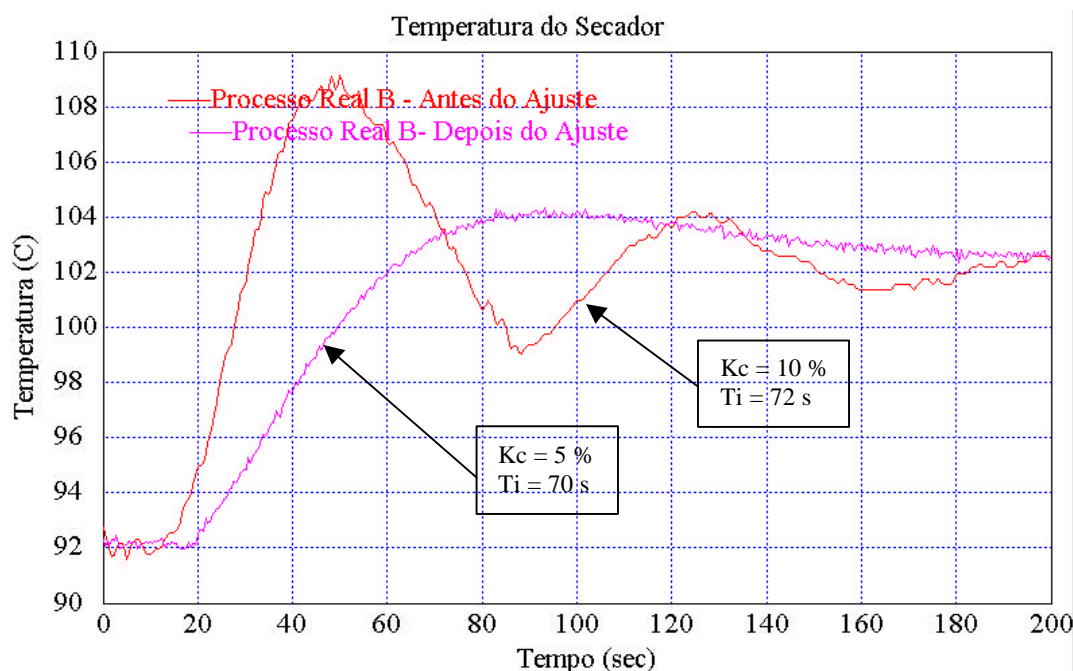


Figura 5.35 – Respostas do Caso B para os Controladores PI Analógico

Observam-se nestes gráficos que as respostas ao seguimento de referência e a perturbações para todos os casos foram melhores do que as anteriores. Com esse melhor desempenho obteve-se no processo uma melhora significativa em termos de qualidade e produtividade.

5.7 - CONCLUSÃO

Os resultados deste capítulo mostraram que o método ITAE – 2 DOF ajustado de forma robusta pode ser usado como uma alternativa ao mesmo tempo simples e eficiente para a solução do problema de controle de temperatura do secador permitindo uma boa resposta do sistema para mudanças de referência e rejeições de perturbações.

Mostrou-se também que esta técnica permite resultados também satisfatórios quando dispõe-se unicamente de controladores do tipo PI, como é o caso real e atual do secador estudado.

O estudo da robustez dos controladores analisados mostrou que, em algumas situações, o sistema tornava-se instável, o que comprova que os métodos mais simples de ajuste de PID não podem ser utilizados de forma direta e que é necessário o re-ajuste dos parâmetros para garantir um funcionamento seguro.

Notou-se como já esperado que as respostas dos controladores PID ajustados tiveram melhor desempenho em comparação aos controladores PI.

Por fim, apresentou-se o ajuste do controlador SPGPC, que permite ponderar simultaneamente o erro de seguimento e a ação de controle, visando obter um compromisso entre comportamento em malha fechada e economia de combustível (gás natural). Mostrou-se como mantendo constantes o horizonte N e o filtro de robustez é possível ajustar o valor de I para encontrar o melhor compromisso entre as características citadas anteriormente.

6. CONCLUSÕES E PERSPECTIVAS

O presente trabalho apresentou um estudo sobre o controle térmico de um secador vertical de ciclo contínuo para revestimentos cerâmicos, onde foram estudadas algumas particularidades do processo e do sistema de controle.

Primeiramente, realizou-se o estudo para determinação de um modelo matemático a partir da aquisição de dados do secador que representasse as características do processo de secagem. O comportamento do modelo obtido, foi representado por um modelo de primeira ou segunda ordem com atraso. Com estes modelos, foram apresentadas e testadas várias técnicas de ajuste de controladores PI e PID industriais. Dentre os métodos analisados o denominado ITAE – 2 DOF apresentou melhores resultados. Este método de ajuste foi derivado do conhecido método que minimiza o ITAE para as perturbações de carga com a inclusão de um filtro passa baixas no sinal de referência. Para determinar o ajuste final do controlador realizou-se uma análise de estabilidade e comportamento robusto, que considerou as diferentes situações de trabalho identificadas no sistema real.

Para validar os resultados do projeto foram realizados diversos testes de simulação. Nestes testes verificou-se o comportamento do sistema, tanto nas vizinhanças do ponto de funcionamento escolhido (caso A e B), quanto nas transições (caso T). Os resultados obtidos mostraram o bom desempenho do controle proposto e permitiram comparar os controladores PI e PID ajustados, levando em consideração o comportamento dinâmico no que se refere a seguimento de referências, rejeição a perturbações e a robustez.

Apresentou-se também, através de simulação, o projeto de um controle preditivo generalizado baseado no preditor de Smith (SPGPC), que tem como principal objetivo obter um melhor compromisso entre a resposta dinâmica e o consumo de gás, utilizando ao mesmo tempo uma metodologia de ajuste simplificada. Os resultados de simulação obtidos com esta estratégia foram bastante satisfatórios tanto na simplicidade do ajuste como no

desempenho e robustez. De forma geral, este controlador permite obter uma melhor relação performance robustez que o PID, que deve-se fundamentalmente à possibilidade de compensar o atraso de transporte do sistema.

Por fim, realizaram-se os ensaios experimentais no secador com os valores dos ajustes propostos para o controlador PI analógico (único disponível no processo real), onde foram obtidos bons resultados. Após a mudança nos ajustes dos controladores foi realizado um acompanhamento do funcionamento do secador durante alguns meses. Neste processo estimaram-se algumas variáveis do tipo econômico-industrial que avaliam a importância das modificações introduzidas. Estas foram:

- um aumento de 2 % na qualidade final do processo devido a diminuição dos defeitos do tipo “covinha, Ra e furo”, defeitos estes oriundos de uma má secagem;
- aumento na produção, de 1 %, isto porque, quando acontece a variação de temperatura nas peças cerâmicas, as mesmas possuem uma conseqüente variação na resistência mecânica, ocasionando a quebra das mesmas;
- uma economia de gás natural importante, porém não mensurável de forma exata porque o equipamento ainda não possui um medidor de vazão instalado.

Assim, os resultados deste trabalho podem ser considerados como muito positivos já que tem contribuído, de forma significativa, para melhorar o comportamento do sistema de controle do secador e como conseqüência do processo cerâmico.

Como trabalhos futuros, e com o objetivo de melhorar o comportamento do sistema de controle de secagem, pretende-se substituir o controlador analógico instalado por um controlador PID ou por um controle digital que permita o uso da técnica de controle preditivo SPGPC.

Por outro lado, a metodologia aplicada nesta dissertação poderá vir a ser usada trabalhos futuros na indústria cerâmica de revestimentos, como por exemplo nos demais

tipos de secadores, nos atomizadores e principalmente nos fornos, que são parte fundamental do processo cerâmico.

7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ASCON; 1999. *Catálogo : Guida pratica alla regolazione di processo industriale*. Ospiate de Bollate (Milano) – Italy.

ÄSTRÖM, K.J.; HÄGGLUN, T. ; 1995. *PID Controllers : Theory, Design and Tuning*. 2. ed. Instrument Society of America.

BRISTOT, V.M.; 1996. *Máquinas e Equipamentos para Cerâmica*. 1.ed. Criciúma, Santa Catarina : Editora

BRUCIAPAGLIA, A. H.; 1992. *Desenvolvimento do Controlador PID – AA /UFSC: Processos com Atraso de Transporte Dominante*. Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis - Brasil.

CLARKE, D.; MOTHADI, C., TUFFS, P.; 1987. *Generalized Predictive Control. Part I The Basic Algorithm and Part II Extensions and Interpretations*, Automatica 23(2): 137 –160.

COELHO, A. A. R.; 1999. *Modelagem, Identificação e Controle de Processos*. Apostila do Curso de Pós Graduação em Engenharia Elétrica, UFSC.

- GARCIA, R.F.A.; 2000. *Ajuste de Controladores PID Robustos de Dos Grados de Libertad Basado em las Metodologias : Lugar de Raíces, IMC Morari, GPC e IMC Brosilow*. Cochabamba. Tesis (Master en Ciencias), Universidad Mayor de San Simón e Universidade Federal de Santa Catarina.
- KINGERY, D.W.; 1998. *La Transición de la Cerámica desde el Oficio Artesanal a la Industria basada em la Ciencia*. V Congresso Mundial de la Calidad de Azulejo y del Pavimento Ceramico, (Mar. 1998 : Castellón, España). Anais. Qualicer 98, p.3-17.
- LEAL, A.B.; 1996. *Controle Multivariável Robusto de um Sistema Térmico : Comparação entre Técnicas de Controle*. Florianópolis. Dissertação (Mestrado em Engenharia Elétrica) – Centro Tecnológico, Universidade Federal de Santa Catarina.
- NAVARRO, E. J. E.; ALBARO, A. J. L.; FUSTER, M. M.;1994. *Tecnologia Cerâmica*. 1. ed. Volume IV. Universidad de Valencia, Espanha.
- NORMEY-RICO, J. E.; CAMACHO, E. F.; GOMEZ-ORTEGA, Juan; 1998. Robustez em Controladores Preditivos Generalizados. In: XII CONGRESSO BRASILEIRO DE AUTOMÁTICA (Set. 1998 : Uberlândia, Minas Gerais). *Anais*. Minas Gerais, 1998. p.157-162.
- NORMEY-RICO, J. E.; BORDONS, C.; CAMACHO, E. F.; 1997. Improving the Robustness of Dead-time Compensating PI Controllers. *Controll. In: CONTROL ENGINEERING PRACTICE*, p. 801-810.
- NORMEY-RICO, J. E.; CAMACHO, E.; 1999. Robustness Effects of a Prefilter in Smith Predictor Based Generalised Predictive Controller, *IEE Proceedings, Control Theory and Applications* 146 (2) : 179-185.

- NORMEY-RICO, J.E.; CAMACHO, E.; 2000. A multivariable Generalised Predictive Controller Based on the Smith Predictor, *IEE Proceedings, Control Theory and Applications*.
- NORMEY-RICO, J.E.; 2000. *Projeto de Controladores PID Industriais*. Florianópolis. Departamento de Automação e Sistemas, Universidade Federal de Santa Catarina.
- OGATA, K.; 1982. *Engenharia de Controle Moderno*. Rio de Janeiro : Prentice-Hall.
- PERRY, R. H.; CHILTON, C. H.; 1980. *Manual de Engenharia Química*. 5. ed. Rio de Janeiro : Editora Guanabara Dois S.A.
- POSSER, M.S.; *PID – Toolbox : Uma Ferramenta para o Ensino e Ajuste de Controladores PID's*. Departamento de Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Sul.
- RIGAMONTI, A.; 1999. *Guida Pratica alla Regolazione di Processo Industriale*. Ospiate di Bollate. Notizie Tecniche. Ascon spa, Milano.
- SACMI; 1996. *Catalogo : Essicatoio Verticale Automatico EVA 140*. Ímola - Italy.
- SIMAS, H.; 1998. *Uma Contribuição ao Desenvolvimento e Implementação de Processos em Escala de Laboratório para Controle*. Florianópolis. Dissertação (Mestrado em Engenharia Elétrica) – Centro Tecnológico, Universidade Federal de Santa Catarina.
- TAKATSU, H.I.; ARAKI, M.; 1998. *Future needs for the control theory in industries-report and topics of the control technology survey in the Japanese industry*, Journal of Process Control 8(5-6): 369-374.
- WILEY, J.; 1975. *Fenómenos de Transporte*. Nueva York : Editora Reverté, S.A.

WELTY, J. R.; WICKS, C. E.; WILSON, R. E.; 1976. *Fundamentals of Momentum, Heat and Mass Transfer*. 2. ed.